

行政院原子能委員會
委託研究計畫研究報告

流體化床氣化爐數值分析模型建構

107 年度後續擴充案

Development of Numerical Analytical Models for Fluidized-Bed Gasifier

計畫編號：NL1070437

受委託機關(構)：財團法人成大研究發展基金會

計畫主持人：江滄柳

聯絡電話：06-2757575-63676

E-mail address：jiang@mail.ncku.edu.tw

研究期程：中華民國 107 年 4 月至 107 年 12 月

研究經費：新臺幣伍拾肆萬元

核研所聯絡人員：簡綉雲

報告日期：107 年 11 月 30 日

目錄

目錄.....	II
中文摘要.....	VI
ABSTRACT.....	VII
壹、計畫的源起與目的.....	1
貳、文獻回顧.....	12
參、研究方法與過程.....	27
一、模型假設.....	27
二、統御方程式.....	28
三、化學反應動力式.....	38
四、生質燃料之相關性質.....	41
五、氣化爐之實驗模型.....	41
六、雙流體化床網格模型以及操作條件.....	43
肆、主要發現與結論.....	45
伍、參考文獻.....	81

圖目錄

圖 1、氣化複循環發電系統【9】	4
圖 2、單煤粒受熱分解示意圖【13】	6
圖 3、三種典型氣化爐示意圖【14】	7
圖 4、流體化原理【16】	10
圖 5、FICFB 示意圖【21】	14
圖 6、建立工業流體化床系統之放大程序【50】	24
圖 7、雙流體化床氣化實驗裝置【60】	42
圖 8、雙流體化床示意圖	44
圖 9、雙流體化床之網格	44
圖 10、固相體積分率圖	45
圖 11、修改後明顯之鼓泡現象	46
圖 12、粒子循環速率模擬結果	47
圖 13、燃燒爐進入上環封截面示意圖	48
圖 14、下環封逆流示意	49
圖 15、修改幾何示意	50
圖 16、流量對時間圖	51
圖 17、下環封壓力堆積情形	52
圖 18、新床砂配置法	53
圖 19、流量對時間圖	54
圖 20、下環封標準化速度向量圖	55
圖 21、氣化爐氣相淨流量	57
圖 22、壓力分佈圖	57
圖 23、100%一次空氣流流量與時間關係圖	58
圖 24、平均循環率長條圖	59
圖 25、氫氣質量流率長條圖	60
圖 26、氫氣流量對時間圖	60
圖 27、氫氣質量流率長條圖二	61
圖 28、100%條件下氣化爐平均溫度對時間圖	62
圖 29、100%條件下氣化爐溫度分佈圖	63
圖 30、不同循環率之氣體組成比較	64
圖 31、不同循環率之氣體組成比較（不含水氣）	64
圖 32、氫氣產出對時間圖	65
圖 33、平均氫氣產出長條圖	66
圖 34、水煤氣轉化反應速率圖	67

圖 35、高固定負載不同循環率之氫氣產出	68
圖 36、高固定負載下反應區域比較.....	69
圖 37、 $T=3.5s$ 時循環比較圖.....	71
圖 38、放大後生質燃料反應區域圖	72
圖 39、放大後之出口氣體組成.....	73
圖 40、未放大時碳轉換率與時間關係圖	74
圖 41、放大後碳轉換率與時間關係圖	75

表目錄

表 1、化學動力參數表	40
表 2、生質燃料成份之元素分析(ULTIMATE ANALYSIS)	41
表 3、生質燃料成份之工業分析(PROXIMATE ANALYSIS)	41
表 4、增加比例計算	66
表 5、尺寸數據	70

中文摘要

雙流體化床氣化爐採用快速內循環流體化床 (Fast Internal Circulating Fluidized Bed, FICFB) 的概念來設計，將其分為氣化流體化床區及燃燒流體化床區，在這兩個區域間藉由固體粒子流動來形成一個循環迴路，將燃燒流體化床區進行燃燒反應後所產生的熱帶至氣化流體化床區，供給生質燃料進行氣化反應所需的能量。在連接兩區域間的連接管中注入水蒸汽以利固體粒子流動，並將燃燒反應及氣化反應後所產出的氣體隔絕開來。如此一來，在氣化區中能得到幾乎沒有氮氣的合成氣。因此，本研究以計算流體力學軟體 FLUENT 來進行模擬，針對雙流體化床氣化爐建立以生質燃料為進料之多相反應流模擬分析模式。本年度計畫延續上年度研究之成果，進行模型的強化與精進。研究中已針對雙流體化床進行參數分析，以瞭解不同粒子循環速率對其造成之影響，並進行負載分析。同時，已針對氣化爐系統放大對氣化性能之影響進行解析與相關參數分析。本期末報告已完成之工作項目包含：蒐集雙流體化床氣化爐相關之最新參考文獻；建立可調控粒子循環速度之模型，完成不同循環率之氣化性能分析及其負載分析，及流體化床氣化爐系統放大之性能影響。

Abstract

The dual fluidized bed gasifier is designed by the concept of FICFB (Fast Internal Circulating Fluidized Bed). It is separated in two parts: the gasification zone and the combustion zone. Two zones are linked together as a circulation loop by flowing solid particles and the heat produced in the combustion zone can be transferred to the gasification zone, supplying the energy that biomass needs to gasify. In the loop seals, steam is injected for fluidizing the solid particles and separates the gases produced from combustion and gasification reaction. In this way, the syngas in gasification zone is free of nitrogen. In the present study, an analytical technology for the simulation of a dual fluidized bed gasifier has been developed for the multi-phase reaction of biomass fuel by using the commercial CFD software, FLUENT. This year's project continues the research work of the previous year and improves the simulation model. In the study, parametric analysis has been performed for the dual fluidized bed to understand the effects of different particle circulation rates on the gasification performance, and the load analyses have also been conducted. At the same time, the effect of the amplification of the gasifier on gasification performance has been analyzed and related parametric analyses conducted. The work items that have been completed include the collection of the latest references related to the dual fluidized bed gasifier and the development of the simulation model for studying the effect of the particle circulation rate on the gasification performance. The gasification performance analyses and load analyses with different circulation rates are completed. The performance analyses of a scale-up gasification system are also conducted.

壹、計畫的源起與目的

隨著文明的發展，人們對於能源之需求日益上升，採用傳統化石燃料對環境所產生之衝擊亦同樣強烈。現溫室效益之現象與肇因日益明確，推動人類積極尋找替代能源，同時減緩溫室氣體排放與對環境之衝擊。1973 年及 1979 年發生了第一次及第二次的能源危機，能源之開發、效率提升與管理已然成為各國在發展同時需兼顧之重要課題【1-【3】。我國目前的能源供給中，煤炭仍為主要角色，由 1995 的 25.23%提高至 2015 年的 30.17%，年成長率約為 3.54%【4】。煤炭雖具有價格低廉、開採容易、儲量豐富、用途廣泛等優點【5【6】，但在使用的過程當中，會伴隨產生二氧化碳、硫化物及氮氧化物等氣體，除對環境造成污染外，亦是全球暖化肇因之一，對環境造成極大衝擊。因此，為了抑制全球溫度升溫，使得大氣中的溫室氣體控制在一定的範圍內，為目前一重大議題。在 1997 年 12 月於日本京都簽訂「京都議定書(Kyoto Protocol)」，明確規範溫室氣體之減量目標。而隨著「京都議定書」將於 2020 年到期，在 2015 年 12 月在法國巴黎近郊勒布爾熱通過「巴黎協議」(COP21)，希望能取代「京都議定書」，目標是減少溫室氣體排放，使得地球在 2100 年時，全球氣溫不會上升超過 2°C。「巴黎協定」已於 2016 年 11 月 4 日通過生效門檻，正式生效，全球減碳需求已為不可避免之趨勢。我國亦因應 COP21 宣布我國之

NDC (Nationally Determined Contribution) ，規劃至 2030 年溫室氣體排放量為依現況發展情境減量 50%，目標相當於 2005 年排放量再減 20%。

就國內目前的電廠狀況而言，電力的主要來源以火力發電為主，其中燃煤發電於 2017 年占 46.59%，再生能源發電僅 4.59%，其中生質能發電僅 0.07%。在燃煤電廠方面，不但須耗費極大成本處理污染問題。煤礦的採購亦受到限於發電機組的適用性，僅能選擇較好的煤種。因此，為了避免因燃燒煤種、相關環保及營運成本等問題之衍生。且國內地方政府亦積極降低生煤之使用。而生質物經氣化後之應用，其自身碳中和之特性，除對於二氧化碳減排有正面助益外，亦可提升國內再生能源比例，若未來加入二氧化碳捕獲與再利用，即可進一步實現負碳排之理念。

政府宣示推動《520 能源轉型》政策，2025 年綠能發電占比達 20%；更具體地，其裝置容量將占據 53.1%，發電量則為 18.5%。其次，『溫室氣體減量及管理法』明確制訂，2050 年的溫室氣體排放量要降為 2005 年的 50%以下的目標。目前新興技術發展趨勢朝向導入新興能源技術，如整合氣化製程，將固態燃料（含煤、生質、廢棄物等）先經熱化學轉化，以提供熱能或產生粗合成氣，後者再經由淨化、

分離等程序後，可產生乾淨之合成氣，以提供各類別產業之多元應用；例如，提供潔淨電力、化工製程之替代原料、生產各類化學品等。國內產業若能廣泛地利用氣化技術之特性，將能有效抑低二氧化碳排放。此外，流體化床技術之產業應用廣泛，較利於採用生質物碳中和的特性，亦可增加產業對於該技術之接受度，協助企業降低二氧化碳以及污染物排放，減少對環境之衝擊，因應未來減排之壓力。

在粉煤利用方面，其發展之淨煤燃燒技術，旨在最大限度之開發煤炭作為能源之運用，同時兼顧最少污染物釋放，進而完成煤炭高效、淨潔使用之目標。較典型之淨煤燃燒技術包括：加壓循環式流體化床燃燒(Pressurized Circulating Fluidized Bed Combustion, PCFBC)、超臨界粉煤鍋爐(Super-critical Pulverized Coal Boiler, SCPCB)發電、整合型氣化複循環(Integrated Gasification Combined Cycle, IGCC)發電、整合型氣化複循環燃料電池(Integrated Gasification Fuel Cell, IGFC)等技術。整合型氣化複循環發電系統(IGCC)之概念圖如圖 1 所示，而氣化燃氣複循環燃料電池系統(IGFC)是較先進之發電技術，具有發電效率高和淨潔燃料等優點，可使發電之淨熱效率增加至 43%左右【7【9】】。

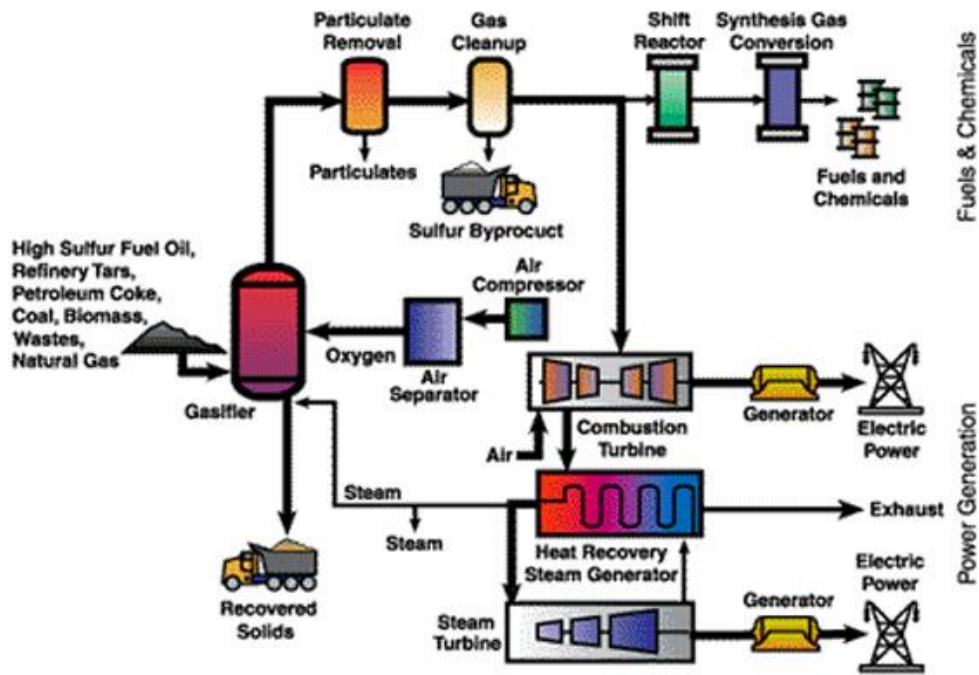


圖 1、氣化複循環發電系統【9】

氣化為熱化學轉換技術之一環，該技術是一種非催化之不完全氧化反應【10】，亦即利用氧氣供應量不足之技巧，使其無法進行完全燃燒反應。其主要功能是将燃料轉換成一氧化碳(CO)及氫氣(H₂)為主之氣體(合成氣)，可應用於燃氣替代、發電或其他化學物品之原料。在燃料選擇上，可使用化石燃料，亦可以使用廢棄物如廢輪胎或農業廢棄物如稻穀等來進行氣化獲得合成氣【11】。

煤炭燃燒與氣化不同點在於，燃燒是讓煤炭進行放熱反應，提供熱能，故會產生大量之 CO₂ 及 H₂O。而氣化則是讓煤炭進行吸熱反應，使煤炭熱解，產生合成氣，其中典型之生成物有一氧化碳(CO)、氫氣(H₂)、甲烷(CH₄)等。而現今大多數之產物多為 CO 及 H₂【12】。

評估氣化反應之性能，通常以碳轉換率（Carbon Conversion Rate）來進行評估，其定義為：反應後出口氣相部分所含之碳重與反應前入口處固相部份所含之碳重的比值。一般而言，碳轉換率愈高，表示氣化效果愈好。

一般氣化反應的程序主要可分為四個階段。第一階段為乾燥反應(Drying)，以蒸發反應物(即原料)所含之水氣，溫度約為 100-150°C，在此階段，反應物並未被分解。第二階段為裂解反應(Pyrolysis)，係對反應物進行熱分解，溫度約為 150-700°C，會產生揮發性氣體、揮發性焦油(Tar)或燃料油及焦炭(Char)殘留物。第三階段為氧化反應(Oxidation)，即是對裂解產生之焦炭、焦油及氣體進行氣化或部分氧化，為一種燃燒放熱(Exothermic)反應，溫度約為 700-2,000 °C。圖 2 為單一煤粒受熱分解之示意圖。揮發性物質經由氣體之氧化作用生成不同產物，有 CO₂、H₂O、及 CO 等。而在去揮發化作用後生成之固態物焦炭(Char)，會與 O₂、CO₂、H₂O 及 H₂ 進行反應，最後所有氣體經過淨化處理之後，即可取得所需之氣化燃氣，此即為一般所言之合成氣。

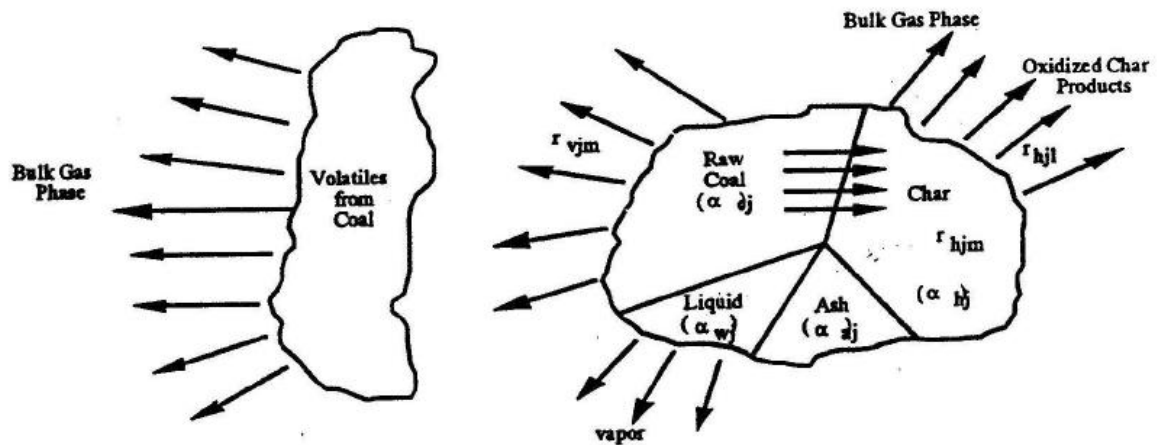


圖 2、單煤粒受熱分解示意圖【13】

氣化技術之歷史，於 1780 年就曾出現以熾熱之煤炭通以水蒸汽得到水煤氣。1839 年則發展出應用空氣與泥炭不完全燃燒產生氣化氣。19 世紀中期，西門子製作了第一台常壓操作之固定床煤炭氣化爐。第一次世界大戰後，更出現以煤炭氣化技術生產甲醇、合成氨等合成化學工業。為了滿足對氣化氣產量之需求，1920 年便出現了流體化床煤炭氣化爐。隨著科技之發展，加壓技術及工業生產富氧技術之成功，30 年代出現了加壓氣化技術，50 年代便發展出挾帶床粉煤氣化技術。

氣化反應器一般可分為三種類型，分別為固定床(移動床)式 (Fixed-Bed)、流體化床式 (Fluidized-Bed) 及挾帶床式 (Entrained-Bed) 氣化爐等【14】，如圖 3 所示。

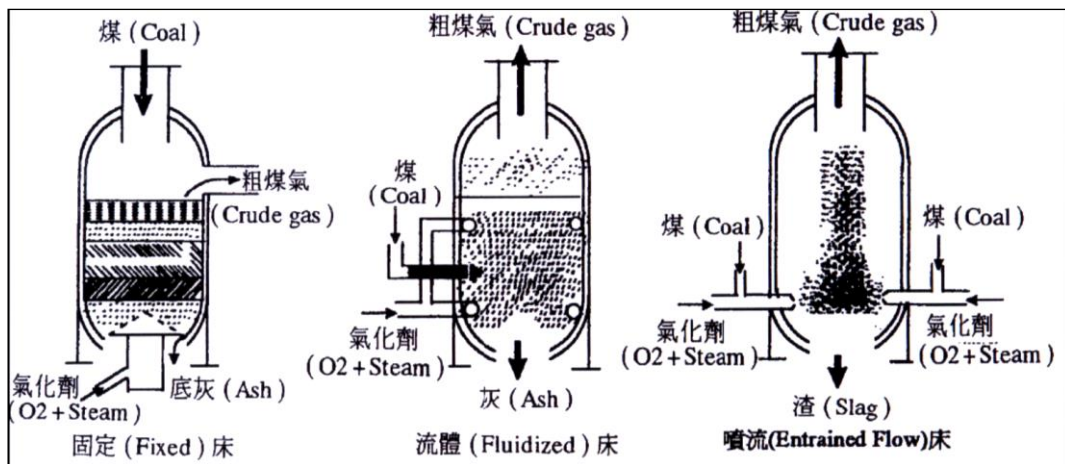


圖 3、三種典型氣化爐示意圖【14】

固定床式氣化爐為最常見且最古老之氣化程序。包含上吸式氣化爐(Updraft gasifiers)及下吸式氣化爐(Downdraft gasifiers)等，其特點為構造簡單、可靠，具有高度之熱效益、煤料尺寸大，反應時間長（以小時計），以及可在高壓操作與最少粉煤燃料預處理之要求，但單位容積處理量較小。固定床式氣化爐由下而上可概略分為四個反應區，分別為：燃燒區、氣化區、去揮發化區及乾燥區。燃料由固定床式氣化爐上方進料孔進入，而由下方供應氧化劑。當流速低時，氧化劑只能從靜止煤粒間空隙穿過，均勻流通，此時相對於運動速度較大的氧化劑，煤粒床是靜止的，所以稱為固定床式氣化爐。燃燒區所產生之熱氣會與較冷之固態煤粒作熱能之交換。氣化區則為為炭、蒸氣、CO₂、H₂ 作用之區域，吸熱作用產生了 CO 與 H₂，而 H₂ 與 C 作用之微放熱反應產生了 CH₄。CO 或 H₂ 可燃氣體會與氧反應燃燒，而放熱燃燒反應提供後續之氣化吸熱反應與煤灰乾燥所需之能量。由於氧

氣已在氣化區消耗殆盡，因此在氣化區上方的燃料只能受熱而產生熱解現象，而熱解通常伴有去揮發化作用，所以氣化區上方稱為去揮發化區。由於熱解需要相當多之熱能，所以乾燥區只剩少許的熱量能將燃料中的水份烘乾。

相較於固定床氣化爐，流體化床氣化爐具有高效率、高熱傳率、低燃燒溫度、低汙染物排放及燃料限制較低之優點【15】。流體化床式氣化爐使用尺寸較小的燃料尺寸及較快之氣化劑流速，氣體易於在燃料空隙處流通，並使燃料在一定區間內浮動，讓燃料產生類似流體一樣有自由流動之特質。其特點為燃料與氣化劑接觸面積大，反應速度較快（以分計算），單位時間處理之燃料較多。挾帶床式氣化爐之最大特點則為，氣化劑流速可再進一步提高，使用更小粒徑之燃料。而且，進料與進氣口皆位於相同位置，使用主進料口（Primary）及次進料口（Secondary）進氣道同時噴出混合之設計，讓燃料及氣化劑能在進入反應器時達到最佳之預混狀態。

流體化床中的氣體與燃料之化學反應屬於多相流反應，包括氣體間的同相反應(Homogeneous Reaction)以及氣體與燃料粒子(Fuel Particles)間的異相反應(Non-homogeneous Reaction)。反應物方面則包含燃料、固體粒子（床砂），氣化劑方面則是有空氣、水蒸汽與純氧

等選擇。在流體化床氣化爐中，進入床體的氣體會以氣泡的形式快速向上通過床體，並帶動床體內的床砂均勻攪拌混合。攪拌混合的過程中，流體與床砂彼此相互交換熱量，而達到高熱傳率之效果。因此，可使得床體溫度趨向均勻分布。而且，由於床體中床砂熱容量較大，導致床體溫度不易劇烈變化。因此，可使反應行為穩定，容易進行連續穩定之操作。流體化床氣化爐具有高度燃料選擇彈性，可使用多種型態之燃料，。除了使用傳統化石燃料時表現優異外，對於低等級之劣質煤炭、含砂石之油頁岩或一般都市固體廢棄物，都可達到很高的氣化效率。此外，液態或氣態之燃料同樣也能在流體化床氣化爐中使用。

流體化床之原理如圖 4 所示，當均勻分布之氣體以低速向上通過由固體顆粒所組成之緻密床時，固體顆粒未受到干擾。然而，當氣體速度逐漸增加達到最小流體化速度時，一些顆粒開始懸浮於空氣流中，固體顆粒層就會呈現類似流體的行為，此現象稱之為「流體化」【16】【17】。而具有流體行為的固體顆粒層就稱為「流體化床」。當氣體速度再持續提升時，氣泡、旺盛的紊流便會形成，流體化床中的固體顆粒開始表現出類似液體沸騰的現象，此時稱其為「氣泡式流體化床」。若再將氣體速度提升至挾帶速度，氣泡開始消失而固體顆粒開始被氣流向上挾帶出床體，未完全燃燒的顆粒藉由旋風分離器回收，

稱此裝置為「循環式流體化床」。

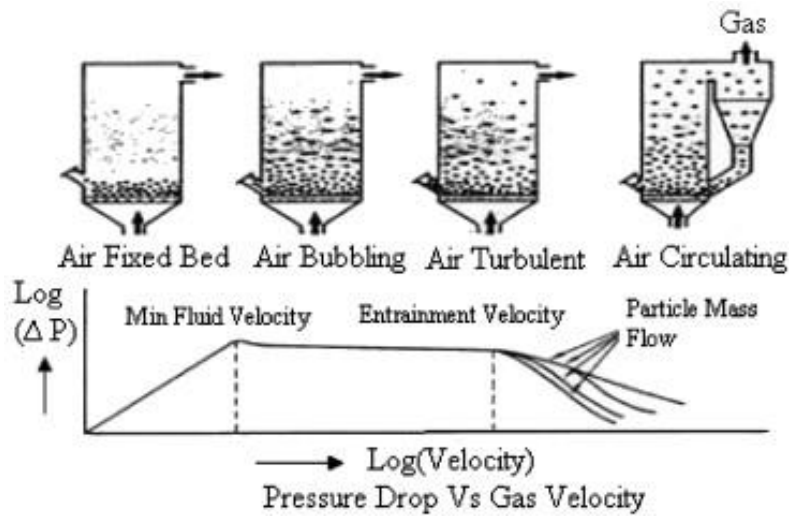


圖 4、流體化原理【16】

依流動形式及硬體設計構造上的不同，可將流體化床分為四類，分別為：氣泡式流體化床(Bubbling Fluidized Bed)、循環式流體化床(Circulating Fluidized Bed)、加壓式流體化床(Pressurized Fluidized Bed)以及雙循環式流體化床(Dual Fluidized Bed)【15】。氣泡式流體化床是最早發展之形式，其操作壓力為常壓，且其氣體速度保持在終端速度以下操作。由於氣體速度小於終端速度，使得流體化床燃燒爐中可明顯分為下方的流體化床區及床表面以上的乾舷區兩部分。當氣化爐操作時，固體燃料利用重力的特性投入流體化床中進行反應，固態燃料會在床內因高溫而分解成氣態揮發物及固態之未燃碳。未燃碳的粒子會留在床內進行碳與氧氣之異相（固體—氣體）氧化反應，而氣態之揮發物會隨著向上的氣流到達上方的乾舷區進行同相（氣體—氣體）

反應。雖然流體化床氣化技術發展多年，且極具市場潛力，但仍有諸多操控問題有待克服，需進行深入研究及改善，諸如氣化效率的提昇、焦油(Tar)含量的降低，合成氣氣態污染物之去除，以及合成氣組成之調控等，相關問題可藉由計算模擬之方式加速開發與解決相關問題。

貳、文獻回顧

當流體化床內的氣體速度大於粒子終端速度時，部分尚未完全燃燒之未燃碳粒子會被高速氣流挾帶離開。粒子隨著氣流一起向上流動之過程中，同時會持續進行反應。若在上升過程中不足以完全反應，則未反應之碳粒子會被煙氣出口處之旋風分離器捕捉下來，再集中落回反應爐內，使得固體粒子在系統中不斷循環使用，此即為一般所稱之循環式流體化床。循環式流體化床反應爐之效率非常高，所以這項技術是目前備受矚目之淨碳技術之一。加壓式流體化床的概念是增加氣體的壓力，使空氣的黏度及密度增加，如此可以降低流體化所需要的氣體速度。與相同尺寸常壓下之流體化床反應爐相比，加壓式流體化床單位面積可提高燃料之處理量，但目前仍處於發展階段。雙流體化床之概念則是使負責燃燒之區域與負責氣化之區域(Gasification)隔離。因此，能夠避免焦炭直接與揮發物接觸。Matsuoka 等人【18】便曾建立燃燒器與氣化爐隔離之雙循環式流體化床，並與未隔離之對照組比對，結果發現燃燒與氣化隔離之雙循環式流體化床有較高之碳轉化率。

奧地利的居興鎮(Gussing, Austria)早在 2001 年便與維也納科技大學合作，建立了以木屑為燃料的雙流體化床氣化設施，邁入生質能利用之潔淨多元應用領域。居興鎮，原先是一個貧窮的城鎮，沒有高速

公路及鐵路經過，但是擁有廣闊的森林，佔地約 40%。該鎮在 1990 年代初期開始了一連串的改革，首先是停用化石燃料，並在 1995 年興建了第一座燃燒木頭的發電廠，且在 2001 年時和維也納科技大學合作，建造了以氣化技術為基礎之熱電共生廠，將木頭轉換成乾淨的氣體以產生電力與熱，大幅的降低了二氧化碳的排放。現今，當地擁有了三座熱電共生廠、四座區域供熱廠、一座太陽能電廠。居興利用當地的資源形成能源自給自足的供應鏈，還能夠提供給附近的社區使用。其中一座熱電共生廠，具有處理 8MW 料源的能力，並產生 2MW 的電力及 4.5MW 的熱能，高達了 81.3%的效率。【19】

該熱電共生廠採用 FICFB (Fast Internal Circulating Fluidized Bed) 概念的氣化設施，如圖 5 所示。將流體化床分成燃燒區及氣化區兩個部份，利用一個傾斜的通道以及上環封的設計，藉由固體顆粒(床砂)於兩部分流動來形成一個循環迴路，而氣化區反應所需的熱及藉由固體顆粒將由燃燒區產生之熱將其帶至氣化區。因為是在蒸氣的環境下氣化，所以氣化區產生的合成氣幾乎沒有氮氣的存在。燃燒區則是由空氣來進行流體化，和燃料進行燃燒，因此，燃燒區出口處的固體顆粒的溫度會比入口處還要高，而所產生的煙氣將不會與氣化區所產生的氣體接觸。如此一來，利用兩個有內循環連接的流體化床，我們就可以得到沒有氮氣的合成氣。【20】【21】

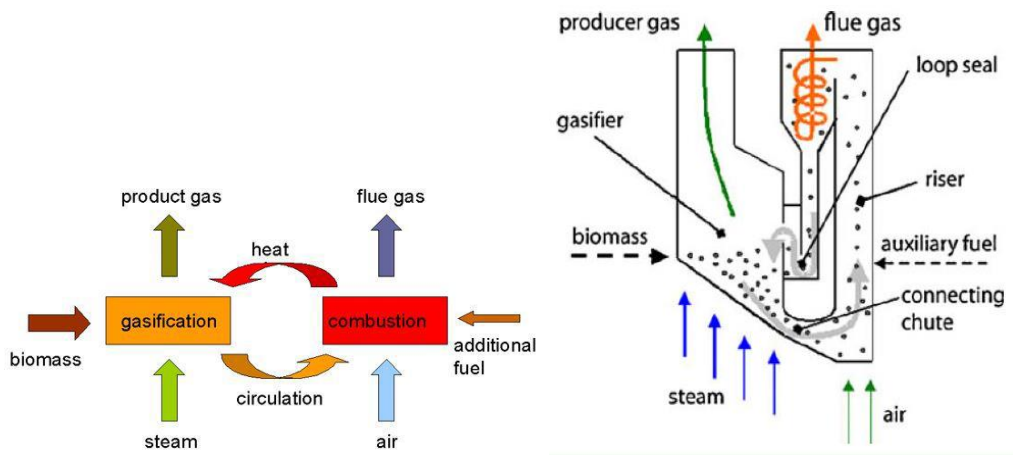


圖 5、FICFB 示意圖【21】

在煤炭氣化之理論模式研究推動方面，首先關於煤炭熱解的部分，Anthony 與 Howard【22】曾針對煤炭熱解及碳氫氣化的理論模式作了詳細之探討。在高加熱率環境下，煤粒將產生比 Proximate Analysis 所得之比率還要高的揮發物。該文同時也針對等溫及非等溫、一階或高階的熱解率模式作一完整之介紹，並提供了熱解時化學動力模式之主要架構。Agarwal【23】則指出單一煤粒熱解主要受到化學動力及熱傳因素之影響。對於粒徑大於 1 mm 之煤粒而言 ($d_p > 1\text{mm}$)，熱傳成為主要之控制因素，煤粒內部任意點之熱解量僅為此點溫度之函數。

Smoot【24】針對煤炭氣化理論做了更詳細的定義，考慮了更完整之氣化物理及化學過程，其過程有：

1. 紊性混合 (Turbulent Mixing)
2. 紊性散佈 (Turbulent Dispersion)

3. 煤粒熱對流加熱 (Convective Coal Particle Heatup)
4. 煤粒熱輻射加熱 (Radiative Coal Particle Heatup)
5. 去揮發物作用 (Devolatilization)
6. 生成揮發物之氣體反應 (Gaseous Reaction of Volatiles)
7. 焦炭之異相反應 (Heterogeneous Reaction of Char)
8. 煤渣 (Ash/Slag) 之形成與殘留 (Residue)

煤炭之反應過程包含了同相反應 (Homogeneous Reaction) 及異相反應 (Heterogeneous Reaction)。而不同成分間之反應包含了煤炭與 O_2 、 CO 、 CO_2 及 H_2O 間之反應，其中壓力、煤種、溫度、煤炭性質及氧化劑濃度之不同，皆會影響其反應速率之變化。在高溫之操作條件下，將可增加反應速率、減少氣體及固體之滯留時間，生成較多之合成氣及較少之甲烷。在高壓之條件下，可增加煤炭之轉換率及能量釋放之效率。雖然高溫高壓之氣化爐具有較好之反應效能，但在反應爐之設計上會有較高之困難度及較多之成本。Neogi 等人【25】針對實驗用之流體化床氣化爐進行實驗及理論分析。考慮化學反應及固-氣相之質傳熱傳在等溫系統中的氣化過程，以簡化過之化學反應機構表示，氣相部分考慮 CO_2 及 H_2O 與 CO 及 H_2O 之轉換反應。由於使

用之煤粒粒徑很小，故假設熱解反應無限快。其結果指出：當氣流溫度升高時，氣體生成物之生成率相對提高。因其反應時加入水蒸汽，促進水煤氣轉換反應，產生之含熱質氣體主要以 H_2 為主。

國內工研院及台灣電力公司綜合研究所所提出之報告中，曾分析了各種煤氣化反應器之優劣性，並針對溫度與壓力對氣化的影響做了定性之分析。當溫度提高或壓力降低時，CO 及 H_2 之量會提高，而 CH_4 則會減少【26】。由於生成產物中 CH_4 僅佔少數，故一般皆以提高 CO、 H_2 之量為目標。Kim 等人【27】探討了利用流體化床附加抽風管 (Draught Tube) 以取得高熱值 (High Calorific Value) 之合成氣。由於流體化床型式存在著本身因煤破壞而造成相當高之碳損失，以及因旁通管造成部份氣體沒有參與反應之缺失，所以加入抽風管分離兩個反應區 (抽風管區與環區) 解決此一問題。

在高壓情況下反應之研究方面，Liu 等人【28】針對壓力之大小、反應之動能變化及焦炭之結構對加壓式挾帶床氣化爐所造成之影響進行研究。其模擬之結果顯示，在常壓與高壓之計算結果與實驗值一致。但若直接將常壓之反應動力參數外推 (Extrapolate) 至高壓情況時，將會高估 15% 左右之碳轉換率，顯示高壓環境下之反應動力參數無法直接從常壓之數據直接外推來獲得。煤炭中若含有較多之揮發性物質，

由於快速之熱釋放，將可得到較高之碳轉換率。

Mathieu 等人【29】對於流體化床氣化爐之反應進行研究，溫度控制在攝氏 700 度到 850 度，壓力控制在 0.1bar 到 0.7bar 之間。結果顯示，焦炭混合蒸氣氣化反應分為兩個步驟，在剛進入反應爐時進行熱降解 (thermal degradation)，焦炭部分降解為不凝成分 (non-condensable products) 且經過去揮發反應；新的焦炭生成物則和蒸氣反應生成合成氣。並針對氫氣分壓對氣化反應的影響進行研究，更高的氫氣分壓將導致甲烷的產生和氣化反應效率的下降。

由於計算流體力學軟體發展完善，因此有一部份研究是採用泛用型計算流體力學程式進行煤炭氣化之模擬研究，例如 Skodras 等人【30】以商用軟體 FLUENT 4 模擬溶融煤渣 (Foaming Molten Slag) 氣化反應器之效能，並採用自訂函數解析氣化現象，同時求解氣化現象之流場及熱傳等方程式。其模擬與實驗比對之結果相當一致，顯示出其所提出之分析模式，對於溶融煤渣氣化反應器之操作中，乃是一相當實用之分析工具。Zhong 等人【32】採用三維 Eulerian 多相模式，封閉式 (Closure Law) 顆粒流 (Granular Flow) 之反應動能模式 (Kinetic Theory)，以分析挾帶床之氣-固流場行為；並探討非理想顆粒之撞擊現象之限制對於氣化效能之影響；結果顯示此限制對於氣化之影響相當大，與

實驗比較，此限制係數為 0.93 時，方能模擬出其分析之反應器之特性。模擬結果同時顯示，對於煤炭氣化過程中，當噴流氣體流率與流體化氣體流量相同之情況下，將有最佳化之氣-固流場模式。此外，從徑向之顆粒分佈可知，氣體阻力以及顆粒撞擊是主導顆粒移動軌跡之主要因素。

Syred 等人【32】指出商用軟體 FLUENT 6.0 已被證實能夠以 Lagrangian 軌跡法分析複雜流場中之燃燒顆粒行為。其對於入口處之固態燃料之燃燒能夠藉由適當調整以獲得初始之流場之空氣動力行為，但若顆粒會流經整個反應器時，此軟體則無法處理。在氣旋式燃燒器(Cyclone Combustors)以及藉由離心力增強之顆粒氣化反應器等情況，此軟體只能藉由改變顆粒之尺寸分佈之方式，即採用破碎(Fragmentation)方式來處理顆粒之氣化或燃燒行為。此篇研究探討將破碎模式納入 FLUENT 分析模式中步驟，並應用至各種不同之反應系統。其結果顯示，採用其納入之破碎模式能夠在許多計算上有困難之處得到改進。但對於真實破碎條件仍需要建立較佳之反射行為以分析不同形態之實驗系統。最後並指出，其提出之單步破碎模式(Single Step Fragmentation)需要更進一步之擴展，尤其在具有許多微小顆粒之反應器中更需要多步之破碎模式，方能準確的模擬其特性。Grabner 等人【33】以商用軟體 FLUENT 6.2 針對加壓式流體化床(Pressurized

Fluidized Bed) 氣化建立分析模式。其氣化模式乃是採用 Steam/Oxygen 為氣化劑，褐煤(Lignite)為燃料，氣化處理量預定為 4,800 噸/天 (~1000MW)，且操作在 33bar 之情況下。以其提出之數值模式探討流場形態，紊流行為，產氣組成，溫度以及熱幅射等現象。並與文獻中類似之流體化床系統相比較得到相符之結果。顆粒的軌跡乃是採用 Eulerian-Lagrangian 模式來描述，以用來預測固體之行為、因熱解使得顆粒濃度、顆粒大小改變及表面反應等現象，。此外，亦發現當改變總顆粒之質流率時，會發現以反應器高度為函數之壓力降存在。

在雙流體化床氣化爐研究上，Linbo 等人【34】建立雙流體化床氣化爐之模型，驗證了雙流體化床反應可靠度，在給定的操作條件下，出口合成氣組成為 55% 氫氣，20% 一氧化碳，20% 二氧化碳，5% 甲烷。Bogdanova 等人【35】進行了生質物在流體化床反應爐內氣化以及甲烷化的模擬，說明了模型的驗證到完整建模的真實流體化床模型的方法。

周可仲【36】以含觸媒之焦炭來探討流體化床之氣化現象。實驗是在一直徑 90 毫米的床體內進行，於不同操作條件下，包括流體化速度、床內溫度、空氣/焦炭比、蒸汽/焦炭比以及含浸觸媒種類，探討對於生成氣體組成，氣體熱值以及碳轉化率之影響。由實驗結果發

現，氫氣與一氧化碳會隨著床內溫度上升而增加；氣化含觸媒焦炭時，碳轉化率與氣體熱值在增加流體化速度與床內溫度時會比不含觸媒焦炭時為高；當增加空氣/焦炭比，碳轉化率會隨之上升，但氣體熱值會減少；當增加蒸汽/焦炭比時，氫氣與氣體熱值會上升，但碳轉化率會減少。在其實驗中，就焦炭催化氣化反應來說，使用 10% K_2SO_4 + 1% $Ni(NO_3)_2$ 會有最好之催化效果。吳建彤【37】以簡化成份後之氣化合成氣（CO、 H_2 ），取代天然氣之燃燒，發現了 CO 含量愈多的氣體，可得到較高的燃燒溫度，但也得到較多的 NO 含量，反之亦然。此結果意味著，天然氣雖有較高的反應熱，但 NO 的生成量亦是不少，而愈少的 CO 含量之氣化合成氣雖然僅能提供較少的燃燒能量，但是卻不會產生較多的 NO 含量，對於能源的利用及環境的保護，有正面的幫助。

除了採用 FLUENT 軟體進行模擬外，國內亦有採用其他軟體進行氣化爐之模擬，例如楊家瑋【38】以 PCGC-3 (Pulverized Coal Gasification and Combustion in 3 dimensions) 程式模擬粉煤在挾帶床氣化爐進行氣化反應之現象，發現影響煤炭轉換率之重要參數，除 $O_2/Coal$ 、 $H_2O/Coal$ 等參數外。當操作壓力越高時，則煤炭轉換率將隨之提高。而當粉煤粒徑越小，其轉換率也相對提高，故操作壓力、粉煤粒徑皆是影響氣化效率之重要參數，該研究並驗證 PCGC-3 程式之

可靠性。後續郭家豪【39】同樣採用 PCGC-3 程式，模擬粉煤於上吹式挾帶床氣化爐中之燃燒及氣化特性，並與實驗比對以驗證程式之可靠性。接著針對 O_2/C 、 H_2O/C 、粉煤粒徑大小，及氣化爐進給角度進行參數分析。由其結果發現，當改變粉煤負載率使 O_2/C 比例降低時，則會使 CO_2 、 H_2O 生成量減少， CO 、 H_2 及 CH_4 生成量增加。當改變 O_2 量使 O_2/C 比例降低時，則會使 CO_2 、 CO 及 H_2O 生成量減少， H_2 及 CH_4 生成量增加，同時氣化爐內積碳量也會增加。當 H_2O/C 比例增加時，氣相反應區重組反應趨勢會提高，並產生較多之 H_2 ，使得在出口處 CH_4 生成量減少， H_2 生成量增加。另外增加 H_2O/C 比例、渦旋直徑及縮小粉煤粒徑，皆有助於降低粉煤氣化所需之時間，即粉煤進行氣化反應所需之滯留時間較小。

煤炭以氣化技術進行轉換，除應用具多元性外，亦可有效降低燃燒煤炭產生之污染對環境造成衝擊。國外發展整合型氣化複循環系統已經行之有年，規模已達商業運轉等級，如美國印第安那州 Wabash River 發電廠。但目前國內煤炭氣化技術之應用屬萌芽發展階段，必須建立氣化爐建造之評估能力。尤其是針對相當複雜之流體化床氣化爐之燃燒及氣化現象，需要建立一模擬分析技術，以探討研究粉煤於流體化床之多相流及複雜之燃燒與氣化現象。

在雙流體化床模擬分析研究上，Kaushal 等人【40-42】建立居興鎮的 8MW 氣化爐的氣化區以及燃燒區的二維模型，建立基礎之分析模型。Thapa 等人【43】應用商業軟體 Barracuda virtual reactor, VR15，以 Eulerian-Eulerian 及 Eulerian-Lagrangian 兩種方法來模擬三維的氣化區模型。Song 等人【44】進行了實驗，觀察氣化區的溫度及 steam/biomass 比對氫氣的產量、合成氣的成份、氣化區及燃燒區的碳轉化率以及總碳轉換率。實驗結果發現，氣化區的溫度上升會造成氫氣的產量下降、一氧化碳的產量上升；steam/biomass 比對合成氣的影響並不大；氫氣的產量及氣化區的碳轉換率會在氣化區溫度為 820°C 及 steam/biomass 比為 1.4 時達到最大值；氣化區的焦油含量會隨著 steam/biomass 比的增加而減少，在 steam/biomass 比從 0.8 上升至 1.4 時最為明顯，其後的變化並不大。Saw 等人【45】提到說，固態生物質與純木屑在氫氣產量上比較，固態生物質的氫氣比例要更高。Ajay 等人【46】提到各種參數對合成氣的影響，合成氣中，甲烷含量隨溫度升高而增加，steam/biomass 比為 7-11 時有最高含量，而燃料/空氣比對其影響微小。氫氣含量則在當溫度升高時急劇增加，在燃料/空氣比增加時降低，而 steam/biomass 比的影響最小。在上述實驗條件下，一氧化碳含量則保持相對較低。碳轉化效率隨著溫度和燃料/空氣比上升而增加。隨著 steam/biomass 比上升，甲烷含量，碳轉化效率和能

量效率在達到最大值後增加然後降低。

隨著軟體發展，近年來對雙流體化床的三維模擬也較為成熟，例如 Liu 等人【47】建立三維循環雙流體化床模型，由氣化爐、燃燒爐、分離器與密封連接管組成，研究了粒徑分布的影響，會影響燃燒室下部模擬結果。並比較不同的 Drag Model 對粒子速率以及固相體積分率的影響。Zhang 等人【48】完成三維循環式流體化床模型，依據實驗數據，進行相應的流體力學與應力模擬，導出流動狀態圖，從中得到床砂堵塞和流動順暢之轉換條件。

Liu 等人【49】使用 CFD 模型研究雙流體化床系統，研究發現某些參數會對雙流體化床系統內之固體循環速率造成影響。其研究床砂粒徑、空氣、蒸汽流率及床砂總量與固體循環速率之關係。結果顯示，減小粒徑有最好的增加固體循環速率的效果，除此之外空氣流率與床砂總量都可以改善固體循環速率，其最快循環速率則可能受限於上環封之管徑。提升氣化爐底部之蒸汽供應量雖亦可改善循環速率，然其將導致更多蒸汽逸散侵入燃燒室，使燃燒室溫度降低、過程不穩定。

流體化床的流體力學解析為非線性，甚至是混沌狀態。所以將流體化床系統放大到商業規模是一項困難的工作，最常用的方法是在兩個流體化床系統中進行相似性分析，即無因次參數分析，確保其在不

同尺度上之無因次參數是一致的。Rüdisüli【50】等人研究性能放大之參數分析，其程序如圖 6 所示。其中，無因次參數分析所使用之無因次參數組，最初基於白金漢 PI 定理，而後由許多研究學者提出不同的想法與改進，已有各種不同適用範圍之參數組，最常用的一組無因次參數組是 Glicksman 提出之縮放法則(full set of scaling laws)。該法則基於流體化床的動量、質量守恆及邊界條件，輔以以下假設：流體為不可壓縮、忽略除撞擊產生之機械功以外的粒子間作用力，以及不考慮粒子碰撞的恢復和摩擦作用。所建立之無因次參數群包括雷諾數(Reynolds number)、弗勞德數(Froude number)、氣體/粒子密度比(gas/particle density ratio)、粒子的球形度和粒度分佈(sphericity and size distribution of the particle)、以及床的幾何形狀(bed geometry)。

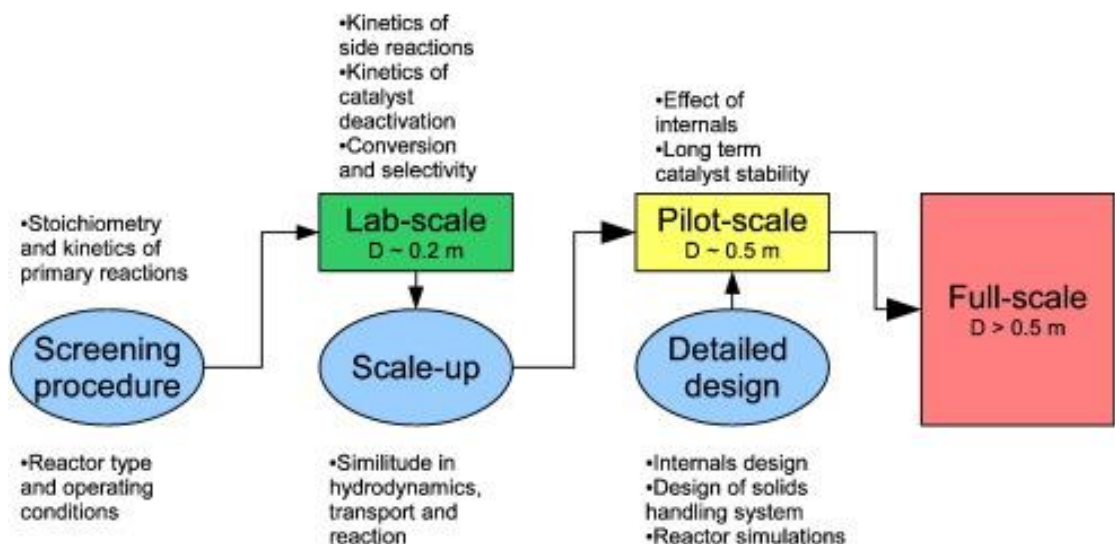


圖 6、建立工業流體化床系統之放大程序【50】

Glicksman 的放大法則發展而出的無因次參數組，各著重於不同面向，後續亦有針對 Glicksman 放大法則的改善有許多方向，如 Tahmasebpoor 【51】 等人的研究藉由遞歸量化分析，導入一個與熵相關，可以表示系統複雜性之參數方程式，表示如下：

$$ENT = 1.2 \left(\frac{U_0 - U_{mf}}{U_{mf}} \right)^{0.045} \frac{D^{1.27}}{L^{0.43} d_s^{0.46}} \quad (1)$$

該參數可以用來改進 Glicksman 放大法則。其包含流體化床系統的基本條件，並且可能比原始長寬比參數更好地反映流體力學效應。本研究將藉由與 CFD 結果之交互驗證，以中間尺度來參照各項無因次參數組，找出符合本計畫條件之參數組以進行放大分析。

本研究團隊在過去多年之研究中，已針對挾帶床式氣化爐建立含有化學動力反應機制之三維多相燃燒氣化數值模擬分析模式。並針對使用各種紊流燃燒模式，包括：非預混平衡燃燒模式、非預混 Flamelet 燃燒模式、EDC (Eddy Dissipation Concept) 結合 CHEMKIN 化學反應模式、及 FREDM (Finite-rate / Eddy-dissipation) 模式等對模擬準確度之影響進行探討研究。在過去之研究中，並已針對不同煤種及混合生質燃料，模擬分析其在挾帶床式氣化爐之氣化效能。本研究團隊在能

源科技及數值模擬方面已有多多年之研究經驗，其中包括執行國科會（現為科技部）計畫，針對含有氫氣分離薄膜之薄膜水氣轉化反應產氫技術進行數值模擬分析研究、結合轉化反應器之薄膜蒸氣重組反應器產氫技術研究、模擬分析研究質子交換膜燃料電池(PEMFC)之三維動態反應流場。因此，本研究團隊將以在流體化床氣化爐建立之分析能力為基礎，並以 Hofbauer 等人之實驗模型【19】為範本，建立雙流體化床氣化爐之生質燃料氣化數值模擬分析，以及設計優化研究。本研究團隊針對雙流體化床氣化爐之二維模型，已探討不同床砂溫度及不同蒸氣燃料比對於氣化反應的影響。結果顯示，當床砂溫度提高時，會抑制水煤氣轉化反應的進行；而當蒸氣燃料比提高時，則會促進水煤氣轉化反應的進行。針對雙流體化床粒子流動現象已經能看出其循環，並得到其床砂循環率，能做為三維模型之參考，且在上下連接管所注入的蒸汽如預期的將兩邊的氣體隔絕。

本年度則延續先前成果，完成三維模型分析。在冷模的部份，完成觀察床砂粒子在雙流體化床內的流動現象。而在熱模的部份，完成二維模型與三維模型在蒸氣燃料比變動的結果上進行比較，並探討改變床砂循環率對對氣化爐之氣化性能的影響。

參、研究方法與過程

本研究延續先前之成果，以泛用型商用計算流體力學軟體 ANSYS-FLUENT【52】來進行模擬計算。由於流體化床氣化爐中粒子數量極多，若使用 Eulerian-Lagrangian 方法將需要大量之計算資源。因此，本研究將以 Eulerian-Eulerian 方法針對流體化床氣化爐之多相流建立分析模式，不同相流場將被視為互相滲透的連續流體來處理，相關物理模型將在下列進行說明。

一、模型假設:

1. 壁面為絕熱且無滑移。
2. 氣體遵循理想氣體狀態方程式。
3. 考慮重力的影響， $g=9.81 \text{ m/s}^2$ 。
4. 氣相物質包含 O_2 、 H_2 、 CO 、 CO_2 、 H_2O 、 CH_4 、 N_2 ；固相包含 Char、 SiO_2 ，並以 SiO_2 作為床砂。
5. 不考慮煤灰(ash)對於氣化之影響，元素分析中，煤灰所佔有之比例歸於氮氣之中。
6. 生質燃料去揮發反應速率極為快速，因此生質燃料在注入入口附近瞬間完成去揮發過程。所以在數值模擬設定上，假設生質燃料在注入前即已完成去揮發反應，即以煤焦(Char)、揮發物(Volatile)和水蒸氣由入口處直接進入。

7. 由於揮發物仍屬於大分子物，在缺乏氧化物的狀態下受熱發生熱解反應，因此以一條平衡化學反應方程式來進行模擬揮發物熱解反應。

二、統御方程式:

在氣相(g)與固相(s)方面將包含質量、動量、能量以及組分守恆方程式

【52】:

(一)連續方程式(Continuity Equation)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{V}_g) = \dot{m}_{sg} \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{V}_s) = -\dot{m}_{sg} \quad (3)$$

其中， α ：體積分數

v ：瞬時速度

ρ ：密度

\dot{m}_{sg} ：從固相到氣相之質量

其中，氣相密度（理想氣體）採用理想氣體方程式，如下：

$$\rho_g = \frac{P}{RT \sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{W_i}} \quad (4)$$

而對於固相密度而言，其混合密度如下表示：

$$\rho_s = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{\rho_i}} \quad (5)$$

其中， Y_i ：質量分率

ρ_i ：第 i 個組分之密度

(二)動量守恆(Momentum Equation)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{V}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{V}_g \vec{V}_g) = -\alpha_g \nabla P_g + \nabla \alpha_g \cdot \tau_g + \alpha_g \rho_g g + \beta(\vec{V}_s - \vec{V}_g) \quad (6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{V}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{V}_s \vec{V}_s) = -\alpha_s \nabla P_s + \nabla \alpha_s \cdot \tau_s + \alpha_s \rho_s g - \beta(\vec{V}_s - \vec{V}_g) \quad (7)$$

其中， ∇P_s ：顆粒撞擊所造成之固相壓力

β ：相間之交換係數

μ_s ：固體剪切黏性

τ ：應力張量

而應力張量 τ 分為氣相與固相兩種表現方式：

$$\tau_g = \alpha_g \mu_g \left[-\frac{2}{3} \alpha_g \mu_g (\nabla \vec{V}_g) \right] \quad (8)$$

$$\tau_s = \alpha_s \mu_s \left[-\frac{2}{3} \alpha_s \mu_s (\nabla \vec{V}_s) \right] + \alpha_s \lambda_s \cdot \nabla \vec{V}_s \quad (9)$$

式(9)中之 λ_s 為體積黏性(bulk viscosity)，可由 Lun【53】等人提出之形

式表示如下：

$$\lambda_s = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_0 (1 - e) \left(\frac{\Theta}{\pi}\right)^{0.5} \quad (10)$$

而式(9)中之 μ_s 為固體剪切黏性則可由 Gidaspow【54】所列之方程式表示固相剪切應力之撞擊項(collision part)及動能項(kinetic part)之：

$$\mu_s = \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\Theta \pi}}{96(1+e)g_0} \left[1 + \frac{4}{5} \alpha_s g_0 (1 + e)\right]^2 + \frac{4}{5} \alpha_s^2 \rho_s d_s g_0 (1 + e) \left(\frac{\Theta}{\pi}\right)^{0.5} \quad (11)$$

固相壓力之定義方式與固體剪切黏性 μ_s 類似，分為撞擊項(collision part)及動能項(kinetic part)：

$$P_s = \alpha_s \rho_s \Theta + 2(1 + e) \alpha_s^2 g_0 \rho_s \Theta \quad (12)$$

其中在式(10)、(11)、(12)中出現之符號統一說明如下：

Θ ：顆粒溫度(Granular Temperature)(單位為 ms^{-2})

g_0 ：徑向分布函數(Radial Distribution Function)：

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}}\right)^{\frac{1}{3}}\right]^{-1} \quad (13)$$

e ：顆粒之撞擊恢復係數

式(12)中出現之 e 為顆粒之撞擊恢復係數，一般而言， e 在0.8~1.0之間，而本研究所採用之值為0.9。

在動量方程式中，氣-固兩相間存在交互作用，因此氣相與固相間之交換係數(β)也需要考慮，可依 α_g 之大小決定：

$$\beta = \frac{3\alpha_s \alpha_g \rho_g}{4v_{r,s}^2 d_s} C_d \left(\frac{Re_s}{v_{r,s}} \right) |\vec{V}_s - \vec{V}_g| \quad (14)$$

其中：

$$v_{r,s} = 0.5(A - 0.06Re_s + \sqrt{(0.06Re_s)^2 + 0.12Re_s(2B - A) + A^2}) \quad (15)$$

當 $\alpha_g > 0.85$ 時：

$$B = \alpha_g^{2.65} \quad (16)$$

當 $\alpha_g \leq 0.85$ 時：

$$B = 0.8\alpha_g^{1.28} \quad (17)$$

其中：

$$Re_s = \frac{\alpha_g \rho_g d_s |\vec{V}_g - \vec{V}_s|}{\mu_g} \quad (18)$$

當 $Re_s < 1000$ 時：

$$C_d = \frac{24}{Re_s} (1 + 0.15Re_s^{0.687}) \quad (19)$$

當 $Re_s \geq 1000$ 時：

$$C_d = 0.44 \quad (20)$$

考慮粒子溫度 (Granular Temperature) 來測量粒子的波動動能 (Fluctuating Kinetic Energy)，定義顆粒溫度 Θ_s (Granular Temperature)：

$$\Theta_s = \frac{1}{3} \overline{V_s'^2} \quad (21)$$

其中， $\overline{V_s'}$ 為固體振盪速度，而瞬時速度 $\overline{V_s}$ (Instantaneous Velocity) 以平均速度 $\overline{V_s}$ (Mean Velocity) 以及振盪速度 (Fluctuation Velocity) 表示：

$$\overline{V_s} = \overline{V_s} + \overline{V_s'}$$

(三) 顆粒流運動理論 (Kinetic Theory of Granular Flow)

固相能量波動 (Solid Fluctuating Energy) 之傳輸方程式，

$$\frac{2}{3} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \Theta) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \overline{V_s} \cdot \Theta) \right] = -(P_s I + \alpha_s \tau_s) : \nabla \overline{V_s} + \nabla \cdot k_s \nabla \Theta - \gamma + \phi_s \quad (22)$$

其中：

$(P_s I + \alpha_s \tau_s) : \nabla \overline{V_s}$ ：剪應力所作之功造成振盪能量之增加

$\nabla \cdot k_s \nabla \Theta$ ：擴散之能量 (k_s 為擴散係數)

γ ：非彈性碰撞所造成的振盪能量損失

ϕ_s ：氣固間之能量交換 = $3\beta\Theta$ (23)

而(22)式之擴散係數 k_s 可由 Gidaspow 等人【54】之方程式表示：

$$k_s = \frac{150 \rho_s d_s \sqrt{\Theta \pi}}{384(1+e)g_0} \left[1 + \frac{6}{5} \alpha_s g_0 (1+e) \right]^2 + 2 \rho_s \alpha_s^2 d_s (1+e) g_0 \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (24)$$

非彈性碰撞所造成的振盪能量損失：

$$\gamma = 3(1-e^2) \alpha_s \rho_s g_0 \Theta \left[\frac{4}{d_s} \left(\frac{\Theta}{\pi} \right)^{0.5} - \nabla \cdot \overline{V_s} \right] \quad (25)$$

(四) 混合紊流模型 (Mixture Turbulence Model)：

混合紊流模型包含紊流動能 k 與其消散率 ε 之傳輸方程式(Mixture

Turbulence Model) :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m k) + \nabla \cdot (\rho_m \overline{V_m} k) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_k} \nabla k \right) + G_{k,m} - \rho_m \varepsilon \quad (26)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \varepsilon) + \nabla \cdot (\rho_m \overline{V_m} \varepsilon) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} (C_{1\varepsilon} C_{k,m} - C_{2\varepsilon} \rho_m \varepsilon) \quad (27)$$

式(26)與(27)中之 $\overline{V_m}$ 、 ρ_m 項分別混合速度、混合密度，可以下式求之：

$$\rho_m = \sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i \quad (28)$$

$$\overline{V_m} = \frac{\sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i \overline{V_i}}{\sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i} \quad (29)$$

而紊流黏度 $\mu_{t,m}$ 為：

$$\mu_{t,m} = \rho_m C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (30)$$

紊流動能 $G_{k,m}$ 為：

$$G_{k,m} = \mu_{t,m} \left(\nabla \overline{V_m} + (\nabla \overline{V_m})^T \right) : \nabla \overline{V_m} \quad (31)$$

而紊流模式中所使用之相關經驗常數如下【55】：

$$C_\mu = 0.09$$

$$C_{1\varepsilon} = 1.44$$

$$C_{2\varepsilon} = 1.92$$

$$\sigma_k = 1.0$$

$$\sigma_\varepsilon = 1.3$$

(五)能量守恆(Energy Equation)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \overline{V_g} H_g) = \nabla \lambda_g \nabla T_g + Q_{gs} \quad (32)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s H_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{V}_s H_s) = \nabla \lambda_s \nabla T_s + Q_{sg} \quad (33)$$

其中， H ：焓

h_{sg} ：氣固兩相間之熱傳系數

Q_{gs} ：氣相轉換至固相之能量 = $-Q_{sg}$

而 Q_{gs} 可由下式取得：

$$Q_{sg} = h_{sg}(T_s - T_g) \quad (34)$$

$$h_{sg} = \frac{6k_g \alpha_s \alpha_g Nu_s}{d_p^2} \quad (35)$$

(六)熱輻射(Radiative Transfer Equation)

而在眾多熱輻射模式中，將選擇最常用之 P-1 Model 【56】。

而熱輻射通量 q_r 為：

$$q_r = -\Gamma \nabla G \quad (36)$$

G 為入射輻射量(Incident Radiation)，與輻射強度有關：

$$G = \int_0^{4\pi} I d\Omega \quad (37)$$

而 Γ 考慮煤炭粒子之影響，以下式表示：

$$\Gamma = \frac{1}{3(a + a_p + \sigma_p)} \quad (38)$$

a ：氣體吸收率

a_p ：粒子吸收係數

σ_p ：粒子之散射率

而考慮粒子項之熱輻射項之傳輸方程式，經過修正為下式：

$$-\nabla q_r = (a + a_p)G - 4\pi \left(an^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} \right) \quad (39)$$

(七)成份守恆方程式

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho^q \alpha^q Y_i^q) + \nabla \cdot (\rho^q \alpha^q \vec{V}^q Y_i^q) = -\nabla \cdot (\alpha^q \vec{J}_i^q) + \alpha^q R_i^q + \\ \sum_{p=1}^R (m_{pq,i} - m_{qp,i}) + R \end{aligned} \quad (40)$$

其中： R_i^q 為q相中i成份經由化學反應之生成率

$m_{qp,i}$ 表示方向由q相到p相，成份j與i間之質量轉移

R表示異相反應之反應速率

α^q 表示q相之體積分率

Y_i^q 表示q相i成份之質量分率

$$\vec{J}_i = -(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{S_{ct}} - D_{T,i} \frac{\nabla T}{T}) \quad (41)$$

其中 $D_{i,m}$ 為成份i之擴散係數

$D_{T,i}$ 為熱力擴散係數

μ_t 為紊流黏滯係數

S_{ct} 為施密特數 (Schmidt Number)

(八)紊流反應模式

在本研究中，採用的紊流反應模式為有限速率模式(Finite-Rate Model)

架構搭配渦流消散模式(Eddy Dissipation Model)；此模式的特色為考慮兩種反應速率，即為阿瑞尼斯速率式以及紊流混合速率式兩者，實際上採用之反應速率則是由兩者間，反應速率較慢者來決定，如下式所示：

$$R_i = \min(R_{Arrhemius}, R_{Turbulence}) \quad (42)$$

R_i ：生成物產生率

其中，阿瑞尼斯速率(Arrhenius Rate)表示如下：

$$R_{Arrhemius} = \Gamma(v_{i,r}'' - v_{i,r}')k_{f,r} \prod_{j=1}^{N_r} [C_{j,r}]^{\eta_{j,r}'+\eta_{j,r}''} \quad (43)$$

Γ ：第三體(Third Body)

$k_{f,r}$ ：反應 r 的正向速率常數，以 Arrhenius 型式表示：

$$k_{f,r} = A_r T^\beta e^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (44)$$

而紊流混合速率表示式：

$$R_{Turbulence} = v_{i,r}' M_{w,i} A \rho \frac{\varepsilon}{k} \min\left(\frac{Y_R}{v_{R,r}' M_{w,R}}\right) \quad (45)$$

$$R_{Turbulence} = v_{i,r}' M_{w,i} A B \rho \frac{\varepsilon}{k} \left(\frac{\sum_p Y_p}{\sum_j v_{R,r}'' M_{w,j}}\right) \quad (46)$$

其中：

N_r ：反應 r 的化學物質數目

$C_{j,r}$ ：反應 r 中每種反應物或生成物 j 的莫爾濃度

$v'_{j,r}$ ：反應 r 中反應物 i 的化學計量係數

$v''_{j,r}$ ：反應 r 中生成物 i 的化學計量係數

$\eta'_{j,r}$ ：反應 r 中每種反應物或生成物 j 的正向反應速度指數

$\eta''_{j,r}$ ：反應 r 中每種反應物或生成物 j 的逆向反應速度指數

Y_P ：任何產物 P 之質量分率

Y_R ：特定反應物 R 之質量分率

A ：經驗常數，為 4.0

B ：經驗常數，為 0.5

Γ 對反應速率的淨影響，通常此資料極難得知，故本研究在反應速率計算中忽略第三體影響，其值視為 1 (Unity)。計算初始化後，在 ANSYS-FLUENT 中有限速率渦流耗散模式 (Finite-Rate/Eddy Dissipation Model) 模式中提到，為使反應能產生，會將所有成份之質量分率，在初始設定為 0.01。

(九) 異相反應之反應速率 (Heterogeneous Reaction Rates)

當生質燃料粒子內之揮發物質散出之後，生質燃料粒子表面將會進行異相反應 (Heterogeneous Reaction)，其反應速率 R 可由下式表示：

$$R = k \prod_{i=1}^{NR} \left(\frac{Y_i \rho_{ip} VOF_{ip}}{MW_i} * 1000 \right)^{st} * 10^{-3} \left(\frac{kmol}{m^3s} \right) \quad (47)$$

其中：

Y_i 表示 i^{th} 成份之質量分率

NR 表示總反應物之數目

ρ_{ip} 表示 ip 相之體積密度(Bulk density)

VOF_{ip} 表示 ip 相之體積分率

MW_i 表示反應物成份之重量(kg/kmol)

st 表示反應物之化學計量係數(Stoichiometric Coefficient)

$$k \text{ 表示速率常數：} k = A \left(\frac{T_{ip}}{T_{ref}} \right)^b \exp\left(\frac{-E}{RT_{ip}} \right) \quad (48)$$

其中：

T_{ip} 表示 ip 相之溫度

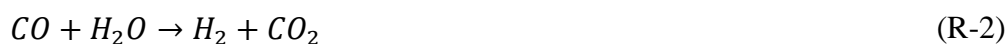
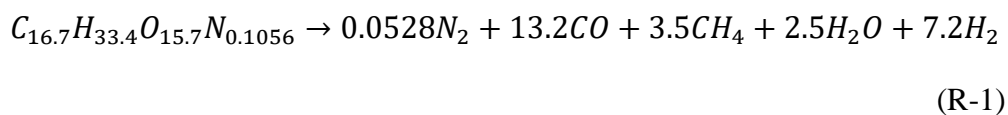
T_{ref} ：參考溫度，通常為 298.15K

三、化學反應動力式

在生質燃料揮發物部份，是利用 ANSYS-FLUENT 的煤炭計算器(Coal Calculator)去計算，目前採用之揮發物質為 $C_{16.7}H_{33.4}O_{15.7}N_{0.1056}$ (忽略 S 成份)。

其中，化學反應式包含八條，五條同相反應及三條異相反應，化學動力參數如表 1 所示；當生質燃料進行熱解之後，將釋放出可燃氣體，並形成固態煤焦(Char)及揮發物(Volatile)【53】。而氣相反應的部份，

則包含了同相間的氧化(Oxidation)反應以及水煤氣轉換(Water Gas Shift)反應，其反應如下：



其中，(R-1)是揮發物熱解的方程式。揮發物熱解產生之物質將繼續進行同相反應如(R-2)至(R-5)。

而煤焦與三種氣體成份進行異相反應，其反應式如下：



表 1、化學動力參數表

Equation	Pre-Exponential Factor(A_r)	Activation Energy(J/kgmol)	Reference
(R-2)	2.78e+03	1.2544e+07	【57】
(R-3)	1.05e+05	4.5544e+07	【57】
(R-4)	0.3	1.25e+08	【43】
(R-5)	2.65e-11	2.7353e+08	【43】
(R-6)	76.31	1.88e+08	【58】
(R-7)	76.31	1.88e+08	【58】
(R-8)	79.2	2.18e+08	【59】

四、生質燃料之相關性質

本研究所採用之生質燃料為木屑，表 2 及表 3 為元素分析 (Ultimate Analysis) 和工業分析 (Proximate Analysis)，如下表：

表 2、生質燃料成份之元素分析(Ultimate Analysis)

Ultimate Analysis	Wt%
C	51.85
H	6.34
O	41.58
N	0.22

表 3、生質燃料成份之工業分析(Proximate Analysis)

Proximate Analysis	Wt%
Volatile	73.3
Fixed Carbon	6.34
Moisture	12.1
Ash	0.6

五、氣化爐之實驗模型

本文以 Hofbauer 等人在奧地利建立雙流體化床系統為模擬對象，並以其實驗結果作為模擬之驗證數據，下方為其實驗裝置，如圖 7 所示。

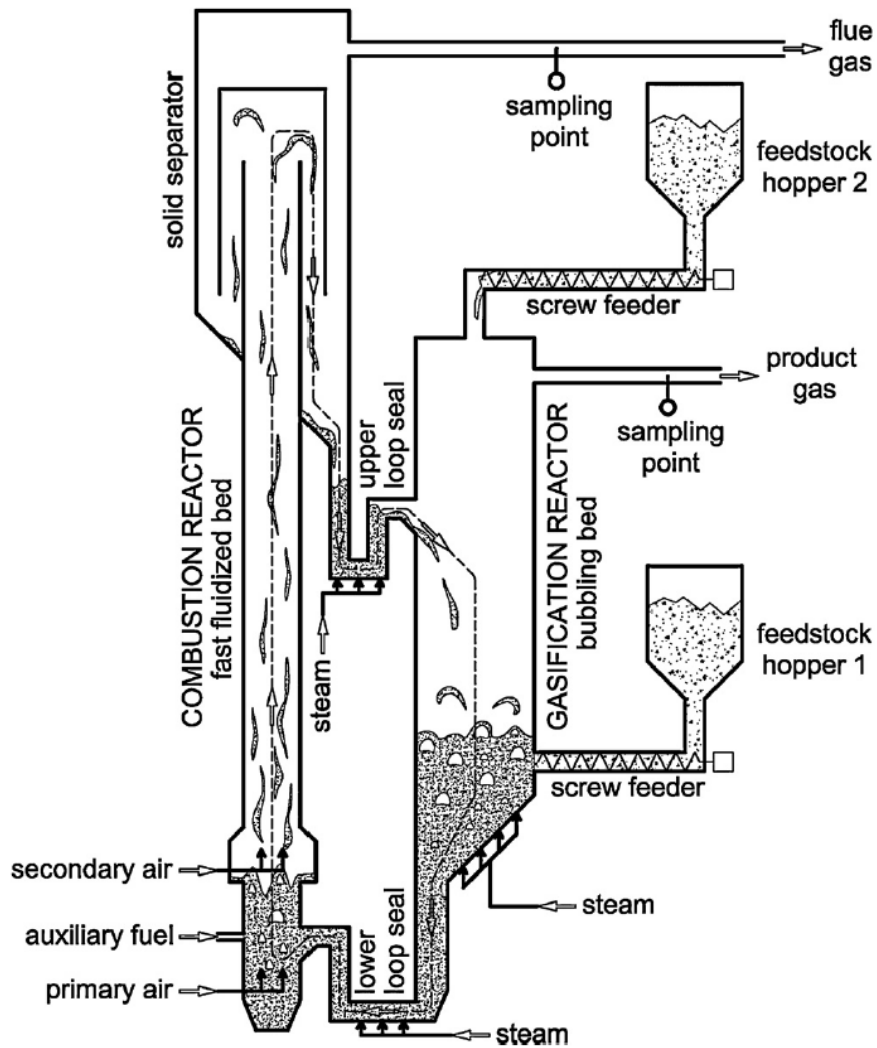


圖 7、雙流體化床氣化實驗裝置【60】

該雙流體化床氣化實驗裝置是採用 FICFB (Fast Internal Circulating Fluidized Bed)概念來分離氣化與燃燒兩大區塊。FICFB 的概念是將傳統上的流體化床重新分配成兩個區間來實現氣化的效果，分別是氣化區和燃燒區。這兩區域間利用床砂的流動來形成一個循環迴路，但氣體則保持分離，分別是燃燒區燃燒後的廢氣以及氣化區反應後的合成氣。循環於兩個流體化床的床砂是作為從燃燒區到氣化區

的熱載體。生質燃料被供給到氣化區，在含有蒸汽的環境下氣化。因此，這個區域所產生的氣體幾乎是沒有氮氣存在的。氣化區中的熱載體先是為氣化反應提供熱量，而後與尚未反應的焦炭一同循環至燃燒區，在燃燒區則注入空氣形成流體化，並注入輔助燃料進行燃燒反應以提供熱量給循環至此的熱載體。因此，燃燒區出口處的熱載體比在入口處具有更高的溫度。透過床砂的循環流動來達到傳遞能量的效果而氣體則因為分成兩個區塊而保持分離流動，因此可以得到幾乎沒有氮氣的合成氣體。

六、雙流體化床網格模型以及操作條件

本研究參照文獻提供之幾何外型，建構三維模型分析模型，建立了包含燃燒區以及氣化區之雙流體化床，其幾何外型如圖 8 所示，並將氣化區之斜面進氣改為三孔進氣，增加其鼓泡效應，生質燃料入口是在距離氣化區底部 1.02 公尺處注入。整體床砂之初始高度為 1.2 公尺。

本研究所建立計算使用之三維結構網格，如圖 9 所示，整體網格數為 380,638，並且整體網格質量都在 0.8 以上。

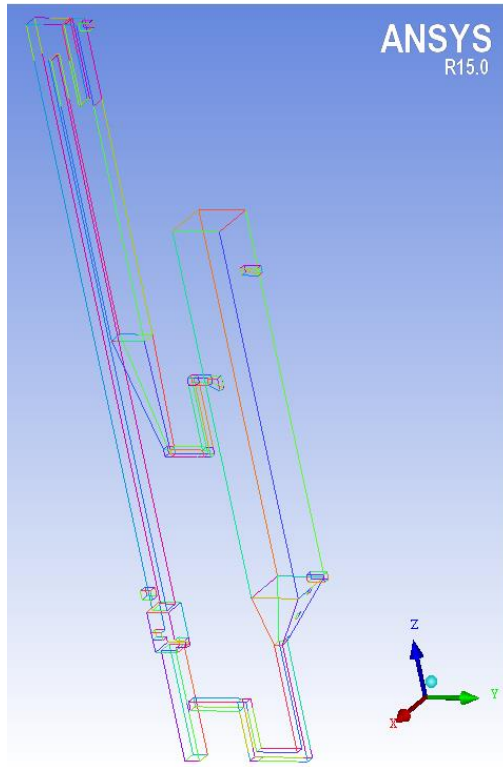


圖 8、雙流體化床示意圖

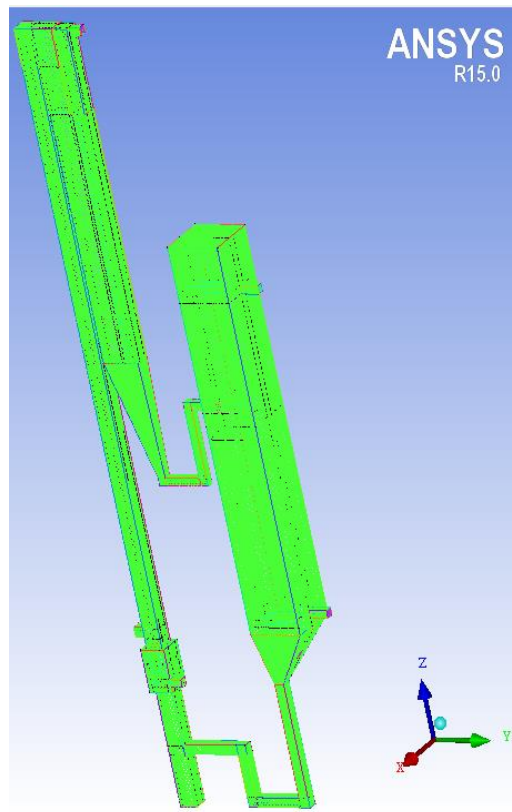


圖 9、雙流體化床之網格

肆、主要發現與結論

一、粒子循環速率對氣化性能之影響

延續前年度計畫結果所建議，將氣化區之斜面蒸汽進氣的部分改以三孔進氣的方式，藉此增加氣化床區的鼓泡效應。所獲得之固相體積分率圖如圖 10 所示。

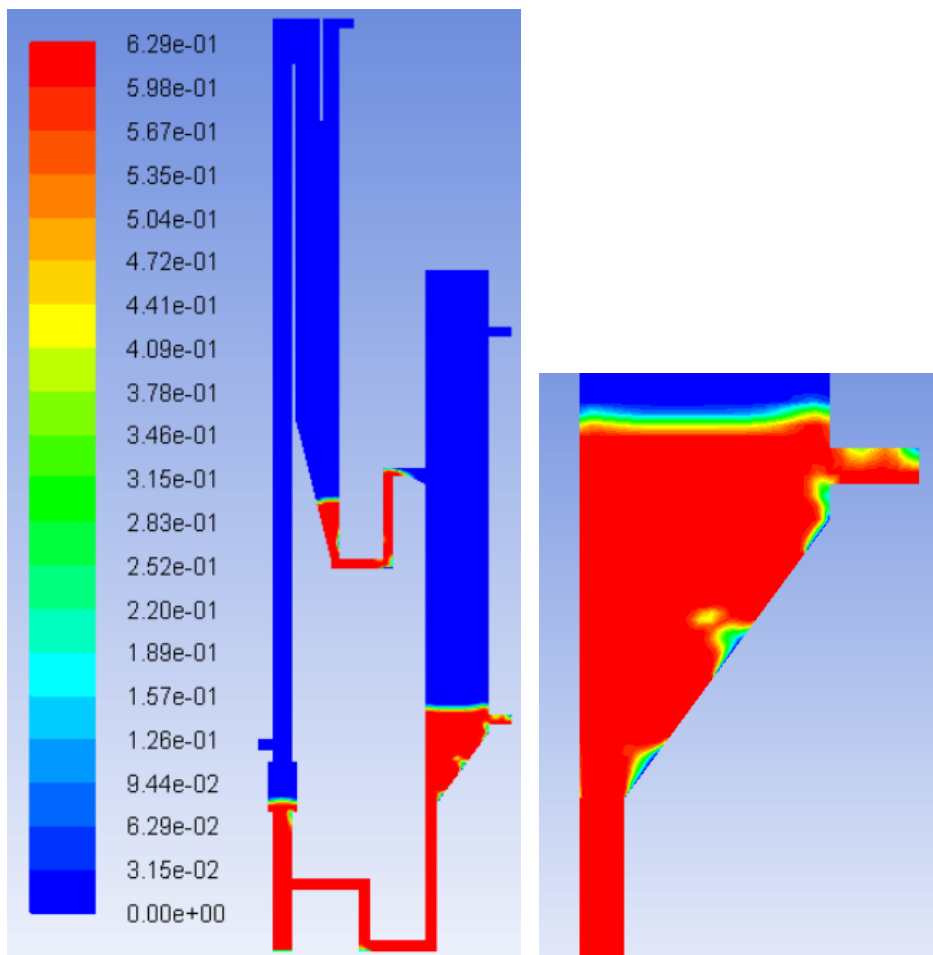


圖 10、固相體積分率圖

再者，經過與文獻比對和分析後，發現文獻所使用之流體化速度，除了包含水蒸氣與空氣以外，亦有計入反應生成合成氣造成之氣體流速。對照冷模型計算結果，由於冷流時並不包含此一反應生成合成氣，推測此為為鼓泡較不明顯之原因。當修改為冷流時加大三孔流量，熱流模擬時再配合燃料入口條件降低流量，對於氣化爐來說，冷流時其空氣體積流率相較之前約增加了 15%。如圖 11，調整流量後得到了明顯的鼓泡現象。

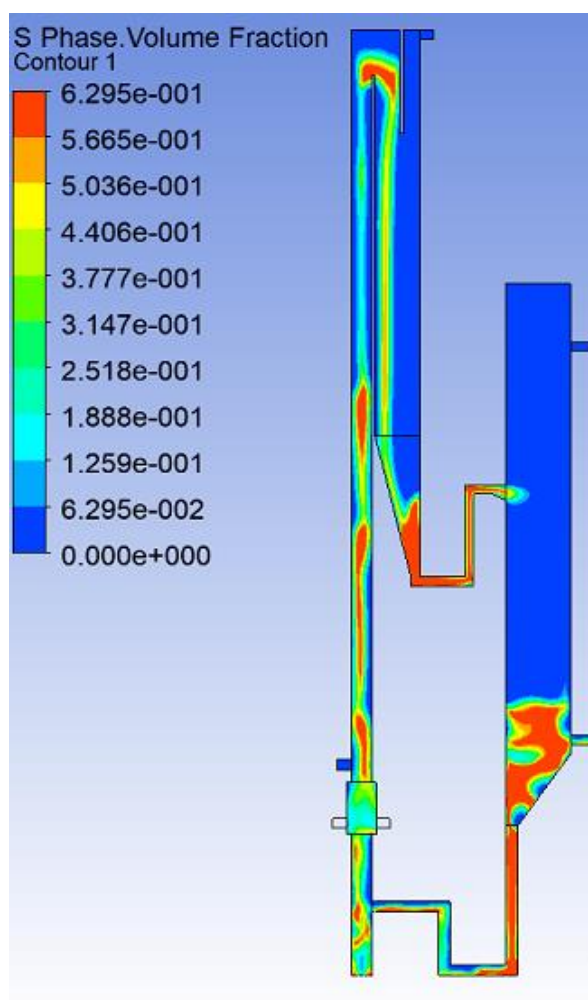


圖 11、修改後明顯之鼓泡現象

由 Liu 等人【58】之文獻可知，對於雙流體化床來說，會影響粒子循環速率之參數由強而弱分別有粒徑、空氣流大小、床砂總量等等。在此本研究進行不同粒徑的驗證模擬，在操作區間內取三種粒徑，以冷流循環結果去觀察其影響，如圖 12，結果顯示越小粒徑有著越快的粒子循環速率結果。

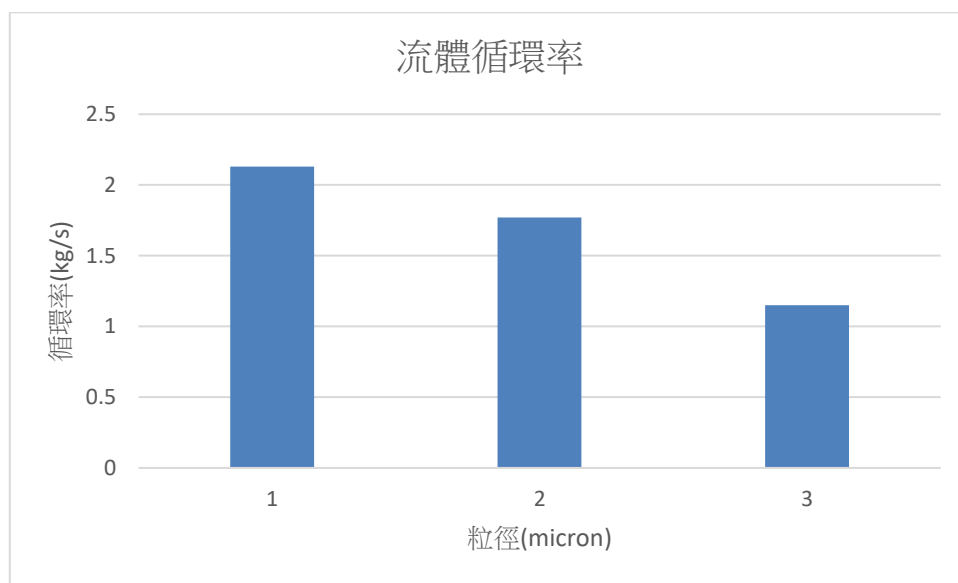


圖 12、粒子循環速率模擬結果

然而在實際案例中，因粒徑條件難以更動，故以一次空氣流調控循環率更為實際。因此本研究亦進行了以一次空氣流調控循環率的模擬，並以此為基礎進行氣化性能模擬。循環率將定義為從燃燒爐進入上環封（如圖 13 紅圈處）之平均流量。結果為 100%一次空氣流時，床砂循環率為 2.91 kg/s，空氣流量提升 150%時則為 5.03 kg/s，循環率約提升 72%。

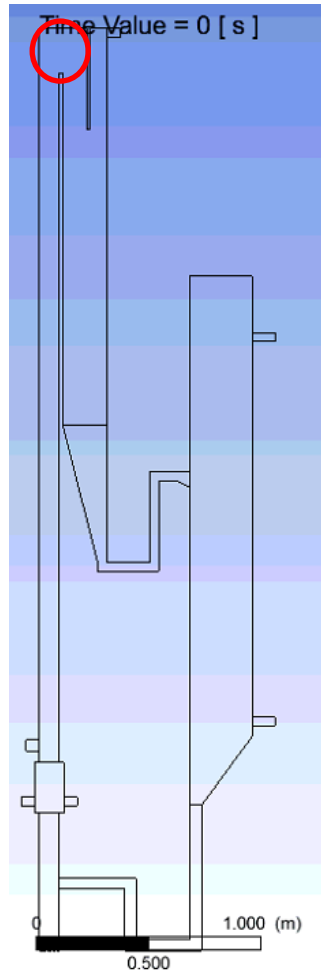


圖 13、燃燒爐進入上環封截面示意圖

二、循環發現問題及改善工作

在前項工作途中，我們發現目前的冷流循環模擬工作存在問題，其中包括壓力數值與核能所提供之實驗量測數據有一定偏差及下環封逆流狀況嚴重（如圖 14）等。因考慮到此問題較為關鍵，在較大程度上會影響模擬結果是否有參考性，故決定先著手進行循環改善項目。

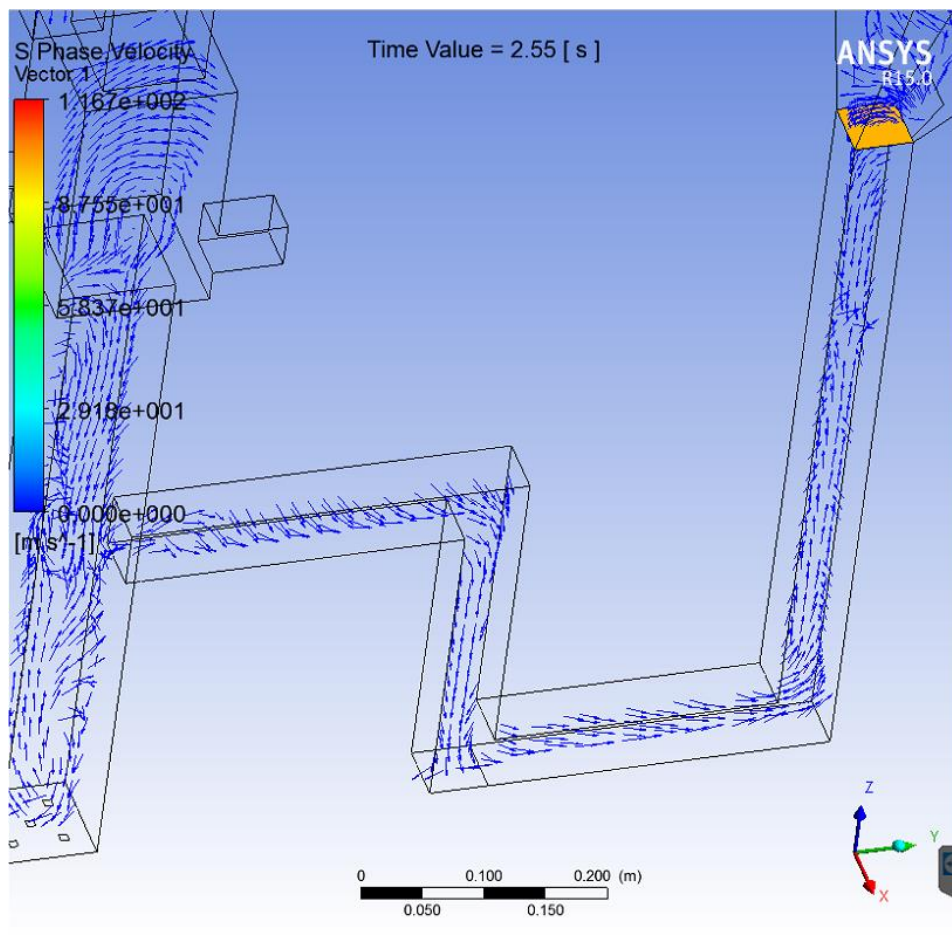


圖 14、下環封逆流示意

(向量為標準化速度向量，大小無關其值)

有關下環封逆流，首先嘗試以調整鼓泡床相同之方法，加大燃燒爐之一次空氣流，望能改善下環封循環狀況，因考慮到與實驗文獻對照問題，以及核能所之分配盤設計數據。故選擇將燃燒爐之入口幾何修改後，在同等流量下加大流速之手段。如圖 15 所示，因網格限制，目前方案選擇切出五個孔，開孔率為 3.31%。

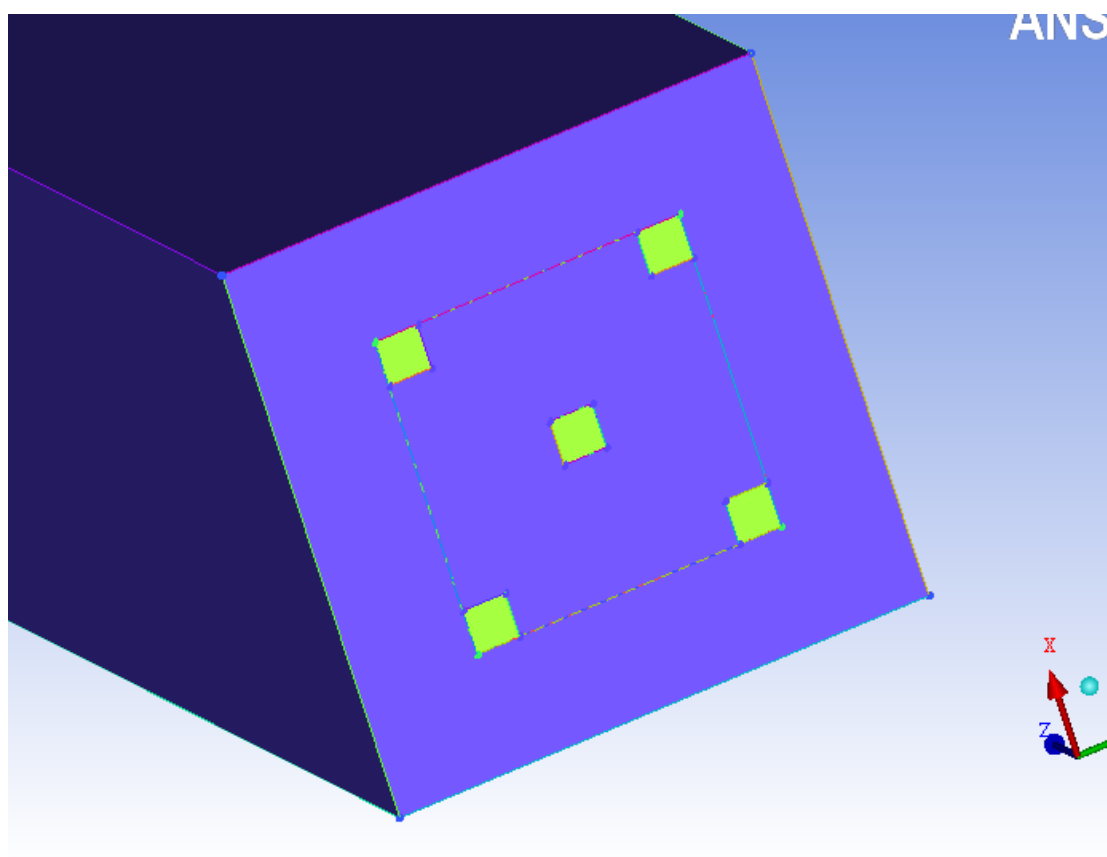


圖 15、修改幾何示意

(綠色處為空氣入口)

然其結果並不顯著，如圖 16，可以見到 1 秒後，流量方向大部分為逆向。而壓力方面，如圖 17，修改為 3%開孔率後仍有壓力堆積情形。推測為實驗設計上，在冷流模擬前我們會手動配置床砂，導致一次空氣流在進入燃燒爐內時因床砂堆積阻礙造成局部壓力上升，從而打亂內部流場設計。

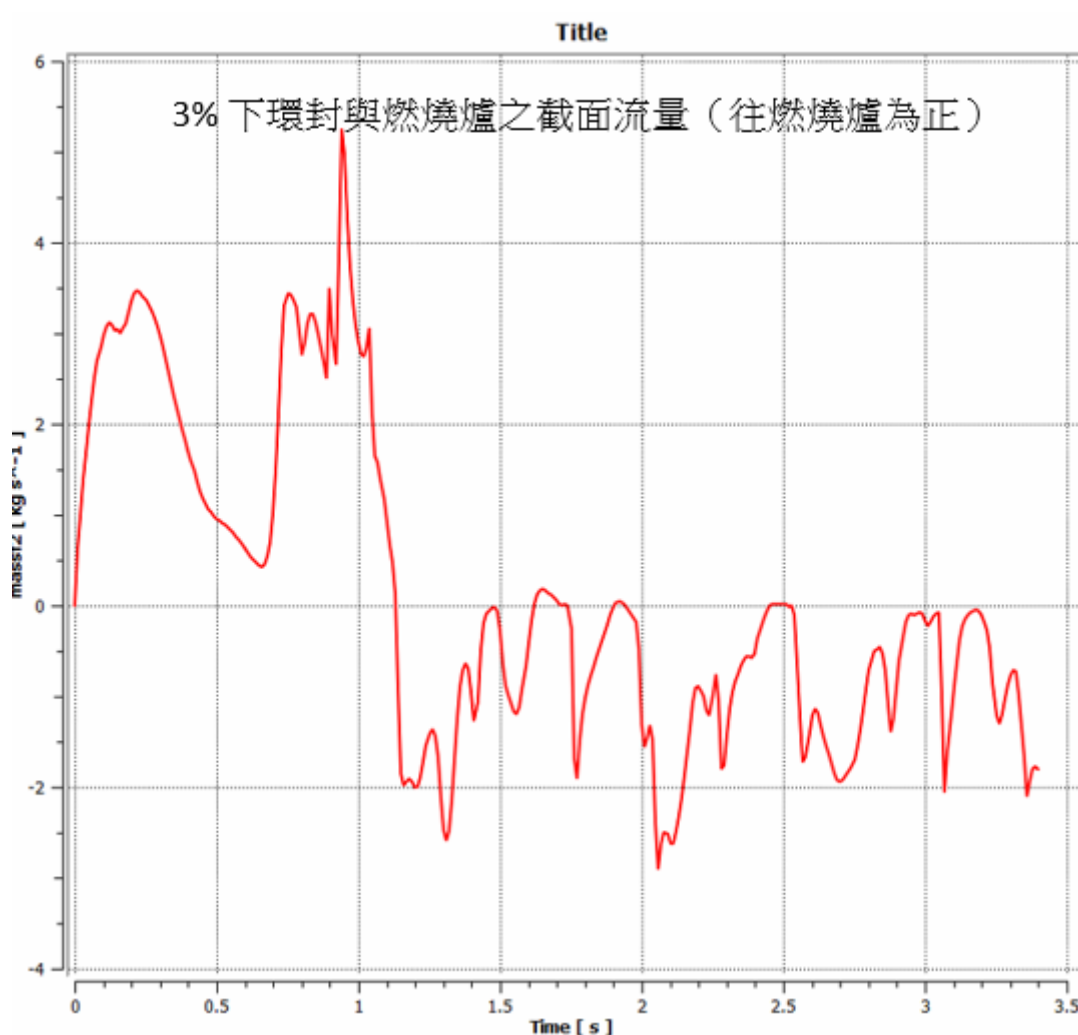


圖 16、流量對時間圖

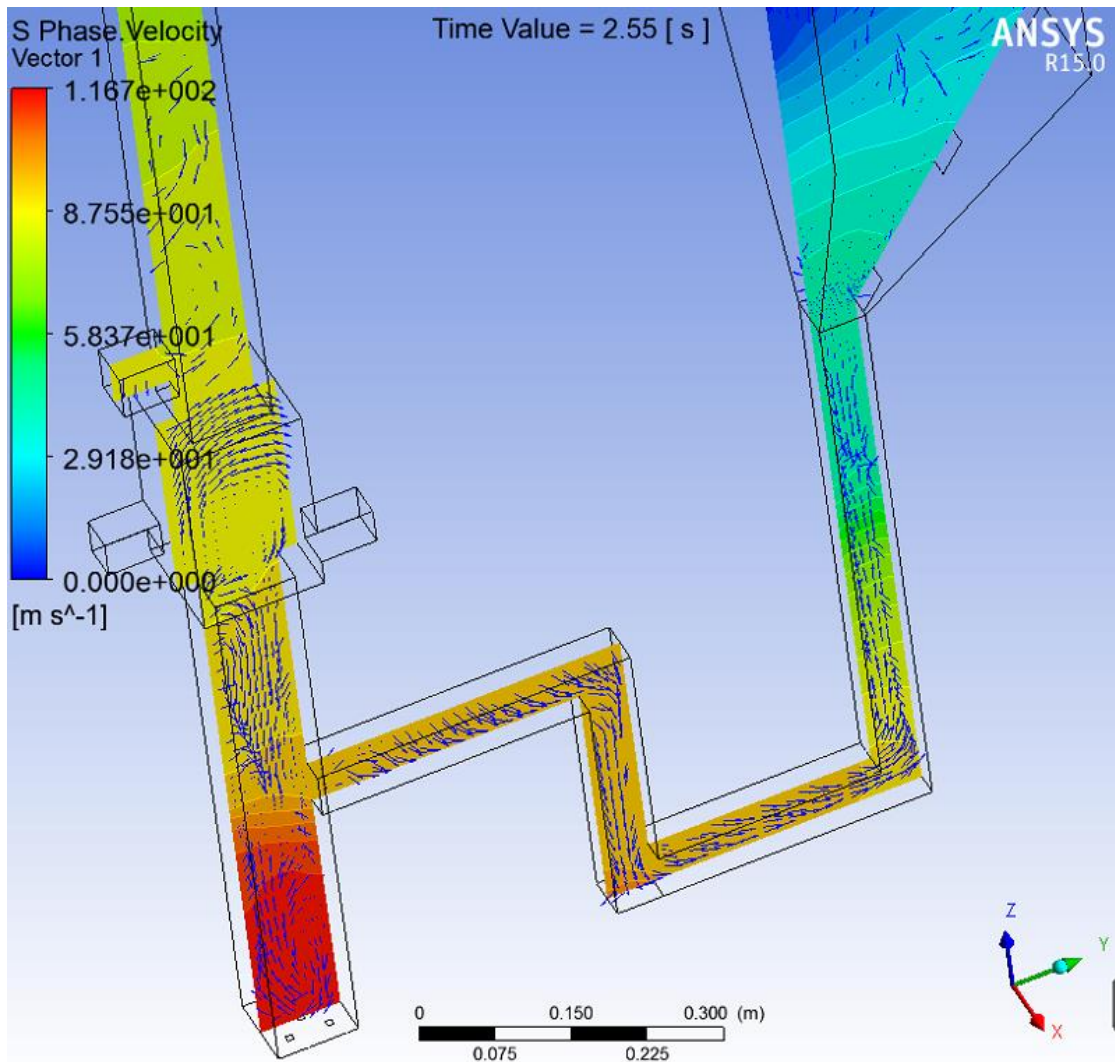


圖 17、下環封壓力堆積情形

修改實驗設計後，將燃燒爐配置床砂移置氣化爐上方，如圖 18。

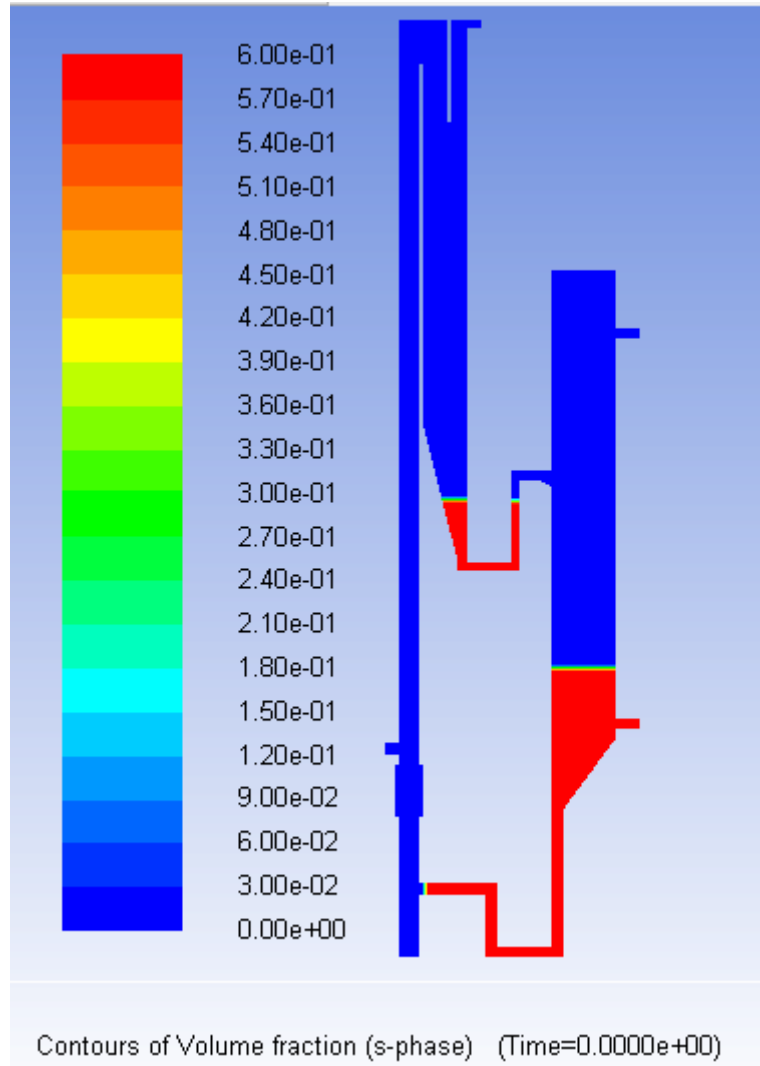


圖 18、新床砂配置法

以期能解決燃燒爐堆積壓力問題，進而改善循環狀況。

而此針對於流場優化之項目，其結果由圖 19 可見，相較於圖 20 之情形，流場有明顯的改善，逆流狀況亦減少許多；即便是在床砂尚未循環至氣化爐時（1.5~2.5 秒處），壓力仍未穩定而造成流量下降，也不會產生嚴重逆流情形。如圖 22 所示，表格所選用之交界面（紅圈處）在有正方向之流量時，是與我們預期之方向相同，而流場穩定與否很大程度上影響我們所有項目的模擬結果。綜上所述，在之後的模擬方案裡面，將會採用新的邊界條件。

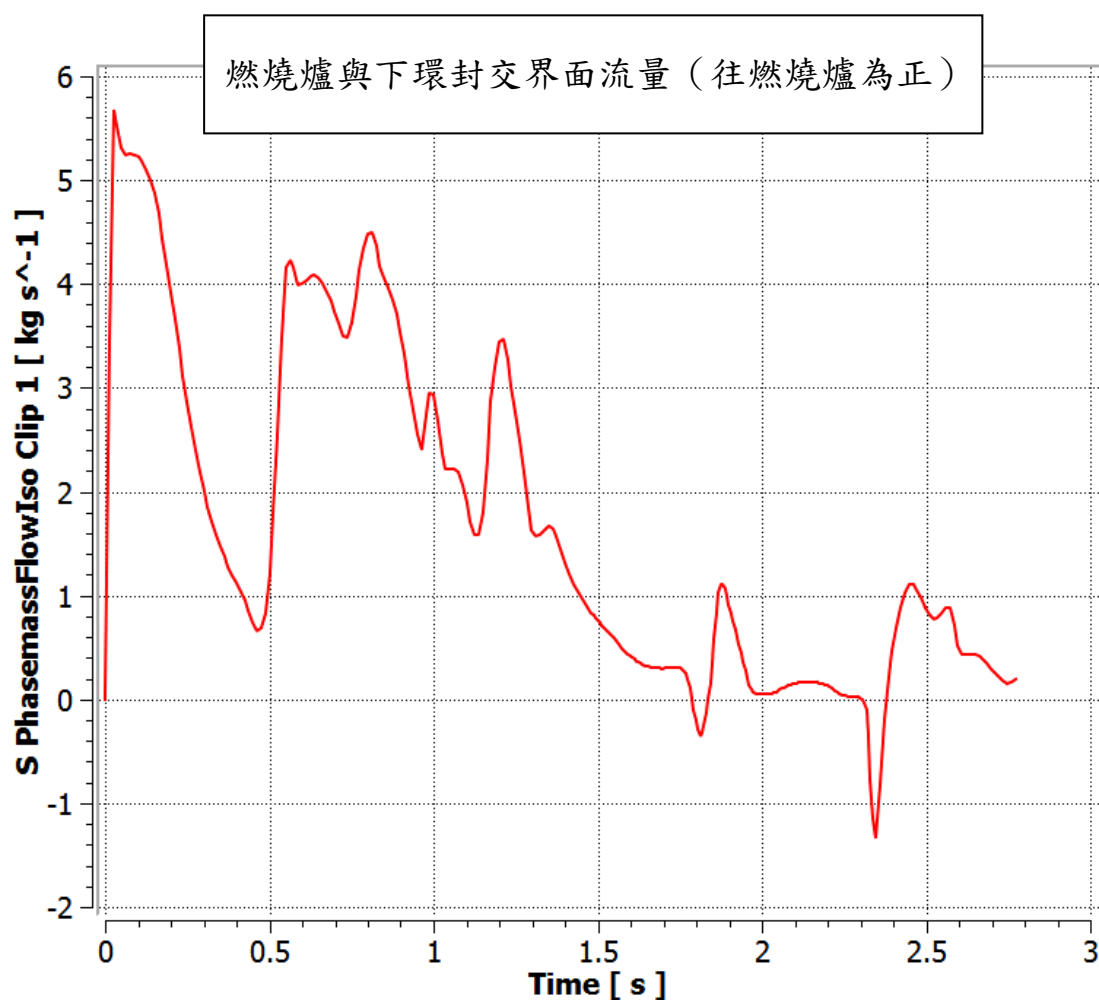


圖 19、流量對時間圖

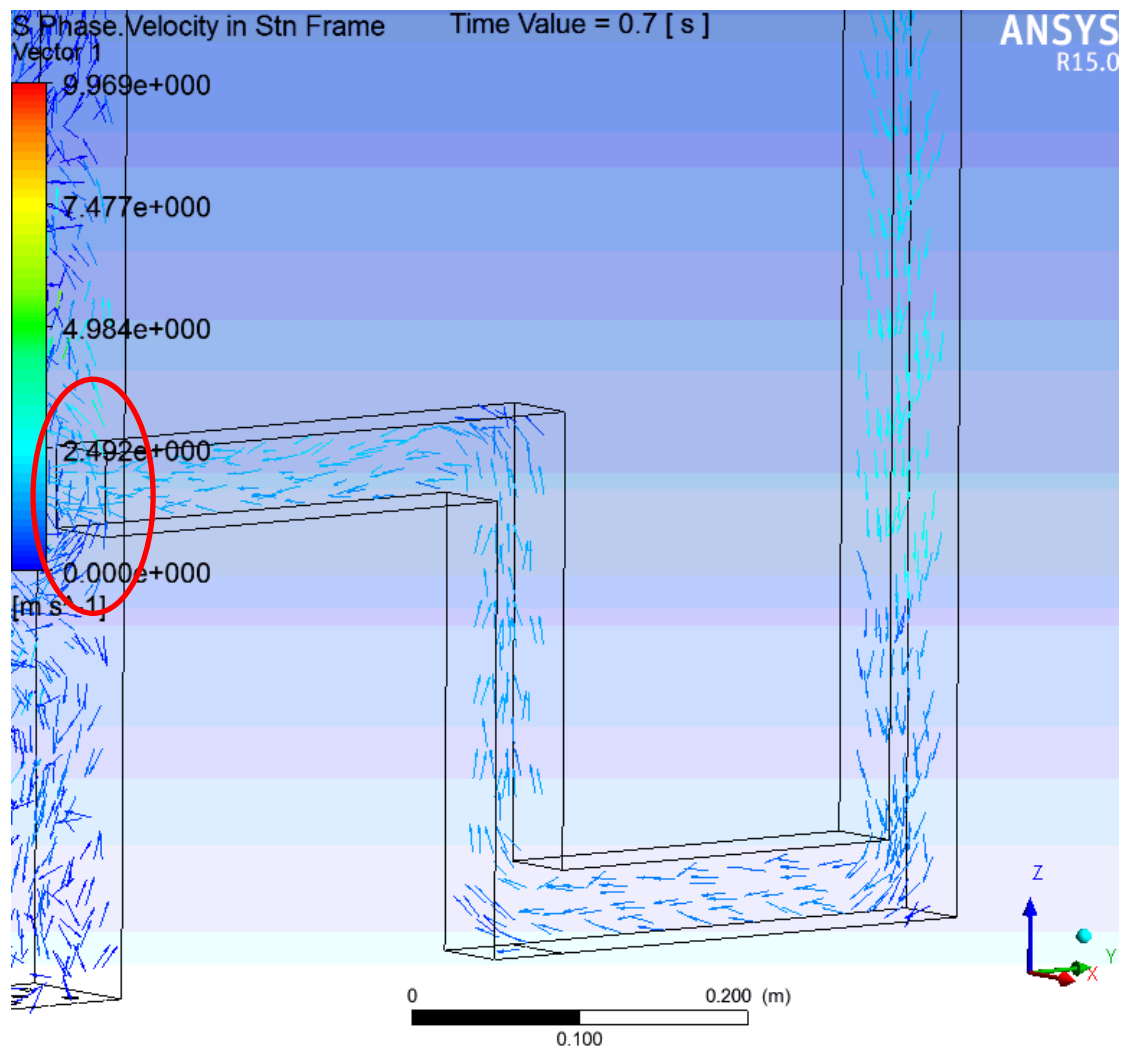


圖 20、下環封標準化速度向量圖

由氣化爐氣相淨流量圖表（圖 21），其平均流出流量為 0.0117 kg/s，而氣化爐三孔進氣量共為 0.0137565 kg/s，以目前趨勢來看，氣化爐壓力仍在上升中，可見循環仍尚未平衡。

從壓力分佈圖（圖 22）上看來，因氣化爐壓力仍小於燃燒爐壓力，故壓力對流場的影響仍顯負面，與氣化爐的壓差會使床砂循環減慢甚至部分逆流，與實驗數據比對下可見下環封壓力較高的情形，推測可能是因為循環仍尚未完整，燃燒爐床砂在一開始配置條件下流入的量仍未完全推入循環，故造成此壓力分佈狀況。需再繼續觀察循環是否需要做修正。

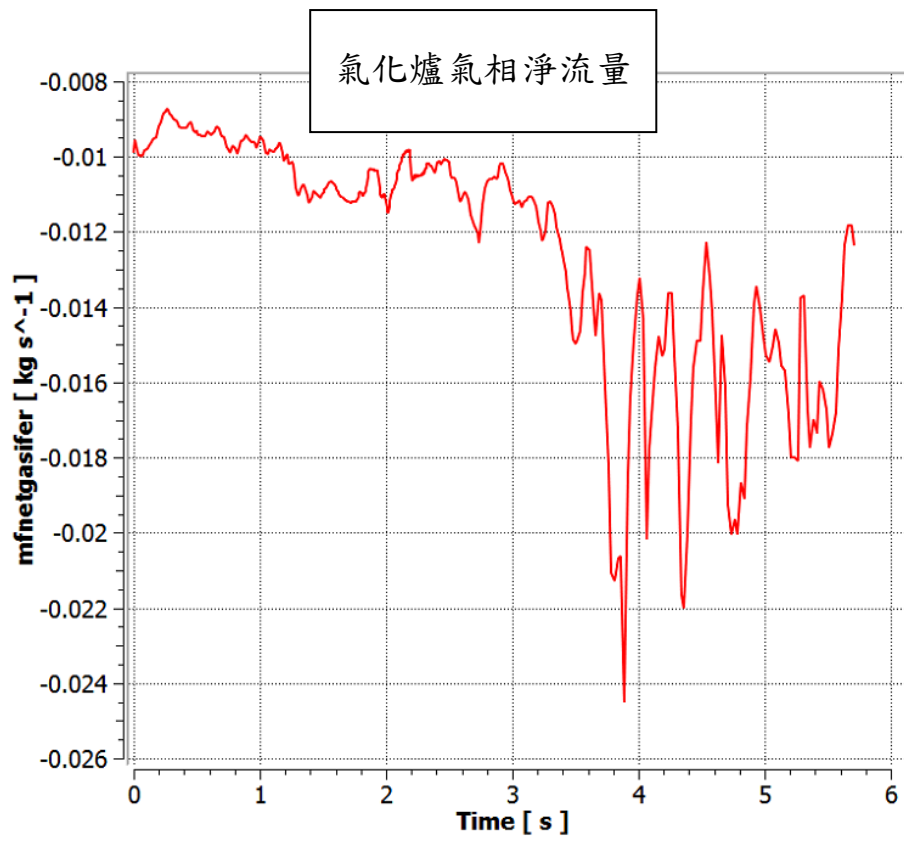


圖 21、氣化爐氣相淨流量

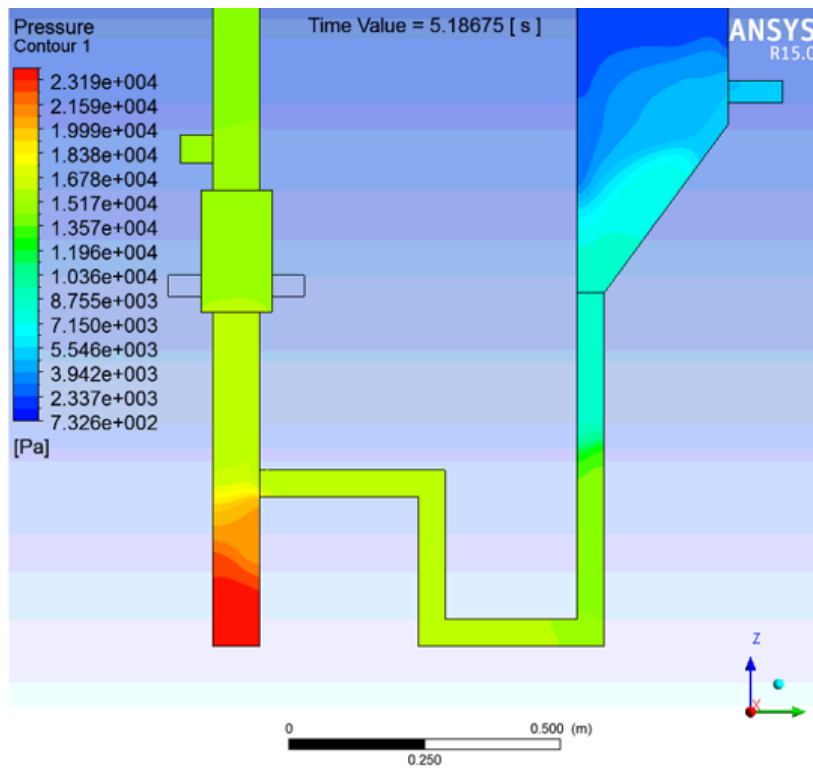


圖 22、壓力分佈圖

三、粒子循環速率對氣化性能之影響結果

已完成一次空氣流分別為 100%、150%和 200%的模擬，圖 23 為 100%條件下進入上環封之流量圖，可以見到其流量高低變化較大，因床砂進入上環封為間歇性噴入。而我們取相同一段時間(3.5s-10s)之循環率平均，結果則如圖 24 所示，可以見到以一次空氣流調控循環率有著穩定且顯著的效果。

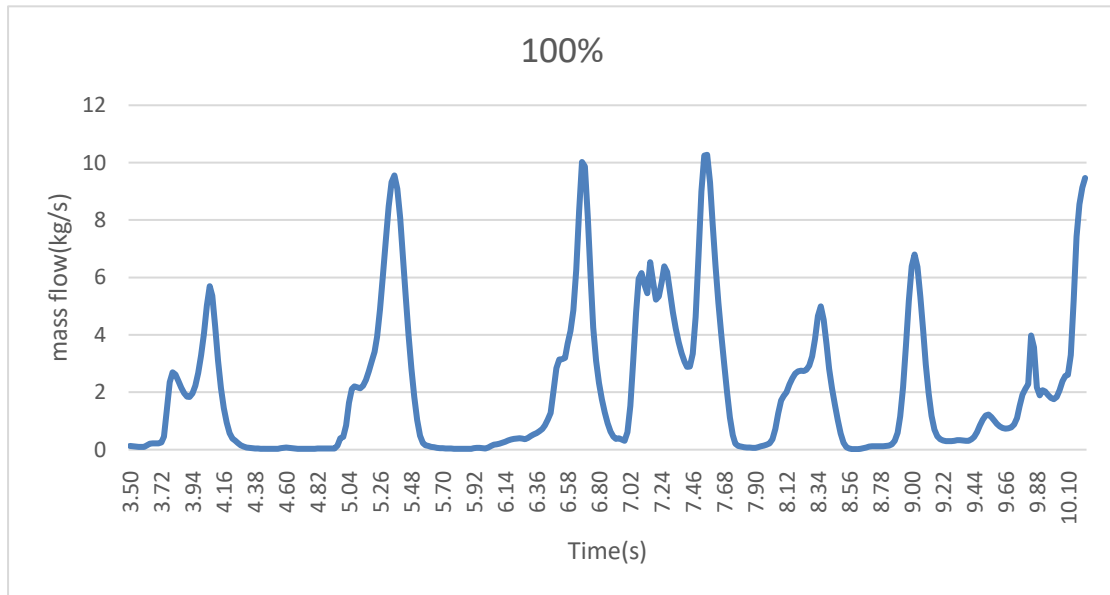


圖 23、100%一次空氣流流量與時間關係圖

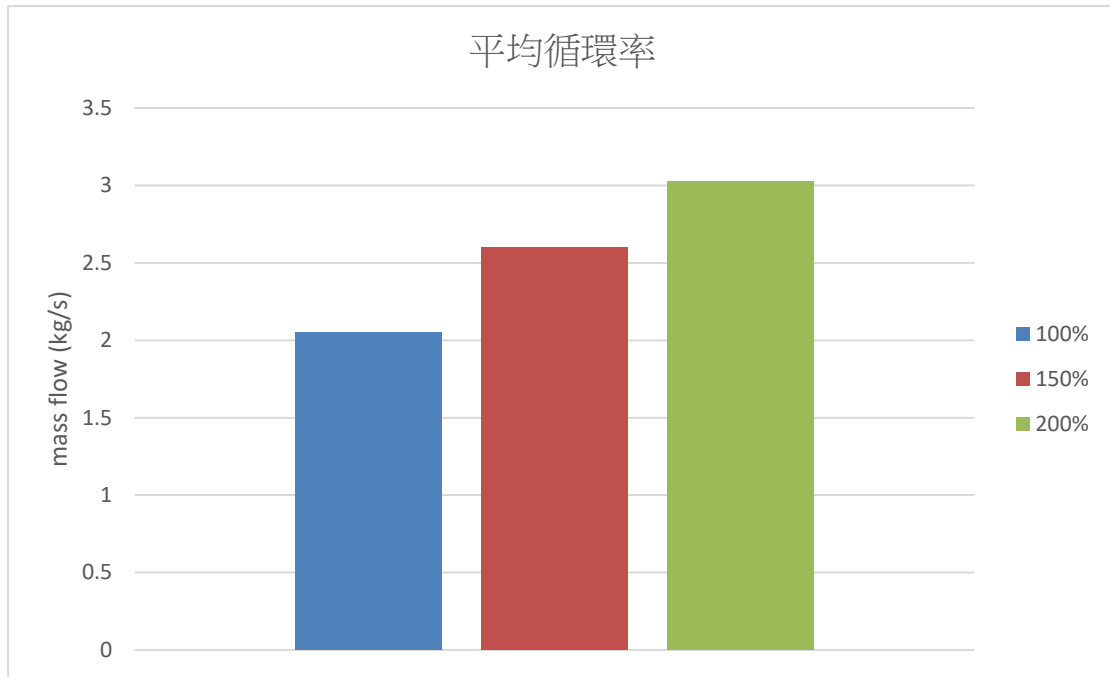


圖 24、平均循環率長條圖

而對於氣化性能，本研究將以觀察合成氣出口之氫氣質量流率來估計其氣化性能。三種條件下之氫氣質量流率在開啟化學反應且穩定後，同時間區段內(7.5s-10s)之氫氣質量流率如圖 25 所示。

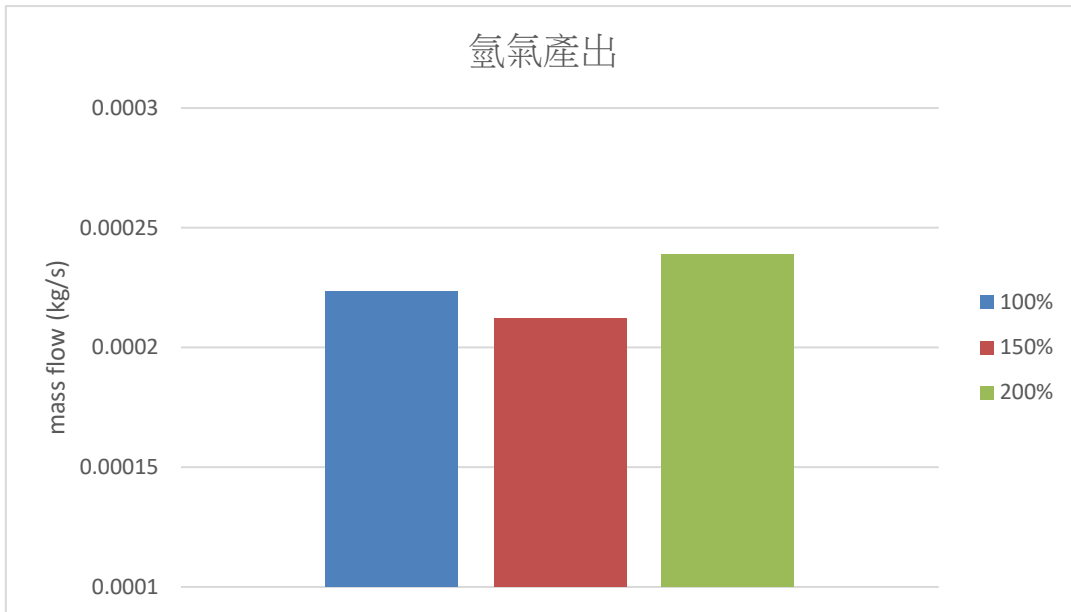


圖 25、氫氣質量流率長條圖

可以見得，雖 200%之產氫要高於 100%，但 150%卻是略低於 100%，再觀察其對時間之質量流率，如圖 26 所示。

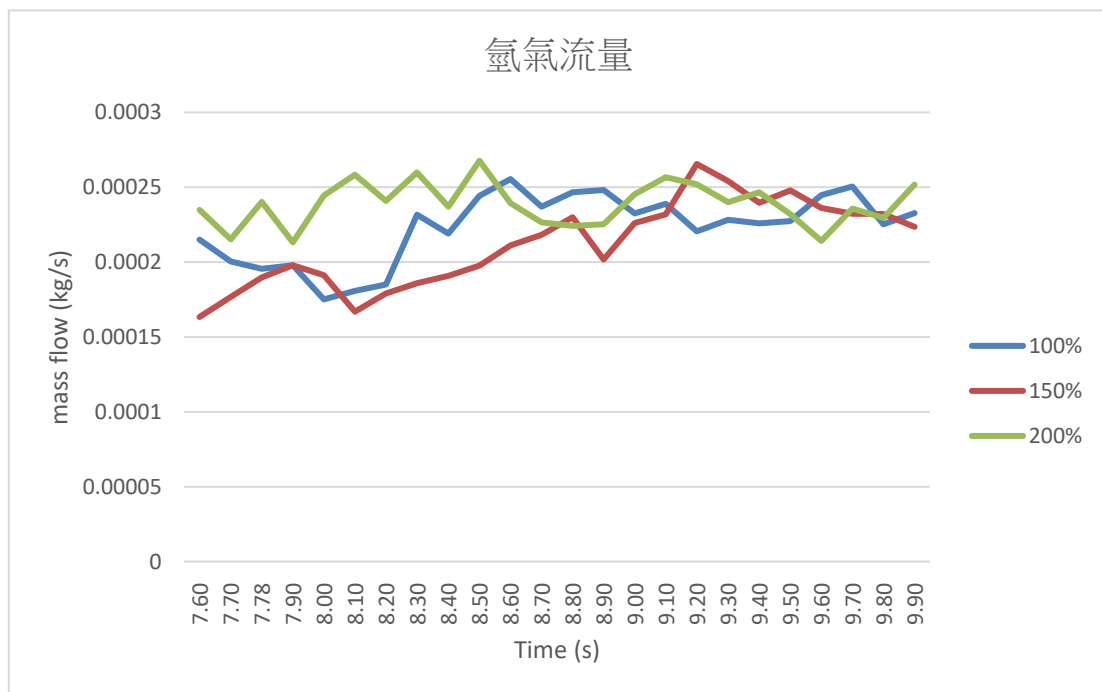


圖 26、氫氣流量對時間圖

其中可以發現 150% 之曲線在前半秒數時略低，而 100% 和 200% 則相對大致維持在一個水準上，推測為因循環率不同，在開啟化學反應模擬後對應到循環率高低峰也不同，150% 剛開啟時氫氣流量上昇較慢應為剛好配到循環率低峰有關，而若是取較穩定後之後半段 (8.8s~10s) 之值做平均，則如圖 27 所示。

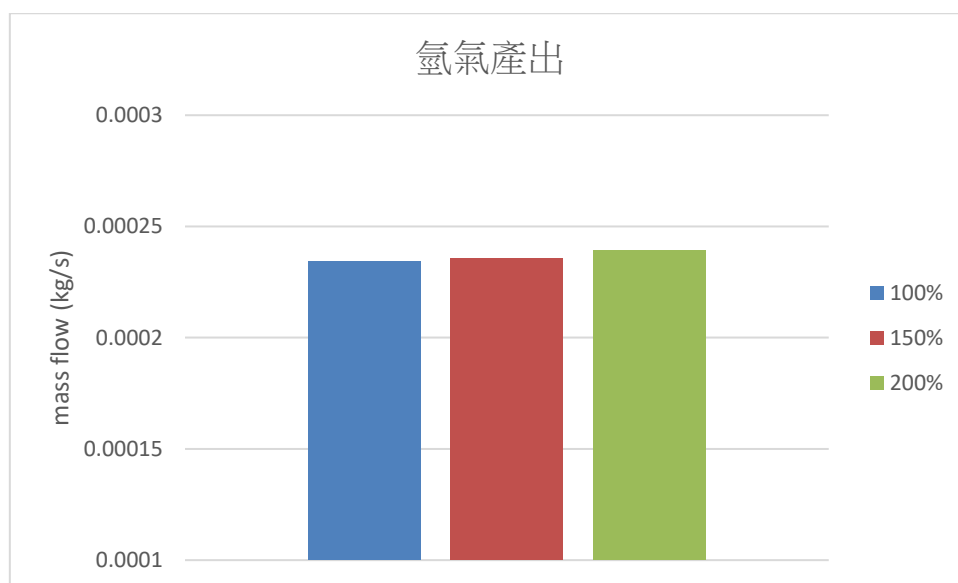


圖 27、氫氣質量流率長條圖二

可以得到較顯著的結果，但其成長僅約為 2% 左右，而由圖 28 可見，約在 5 秒時開始輸入生質燃料，而溫度有被慢慢消耗掉的趨勢，然相對整體溫度來說消耗並不快，故推測在短時間模擬內可以被認為循環率對氣化性能影響並不大，而長時間運作下則應會有更大的影響。比較不同循環率下在 10 秒時的氣化爐平均溫度，差距皆在 10K 內，約為 1%，由其溫度數據可佐證。因短時間消耗之熱相

對少，故三組之溫度分佈亦相似，可由圖 29 了解。而合成氣輸出口之產物組成則可以由圖 30 和圖 31 得知，其中 others 主要(在 99.99% 以上)為 N_2 。

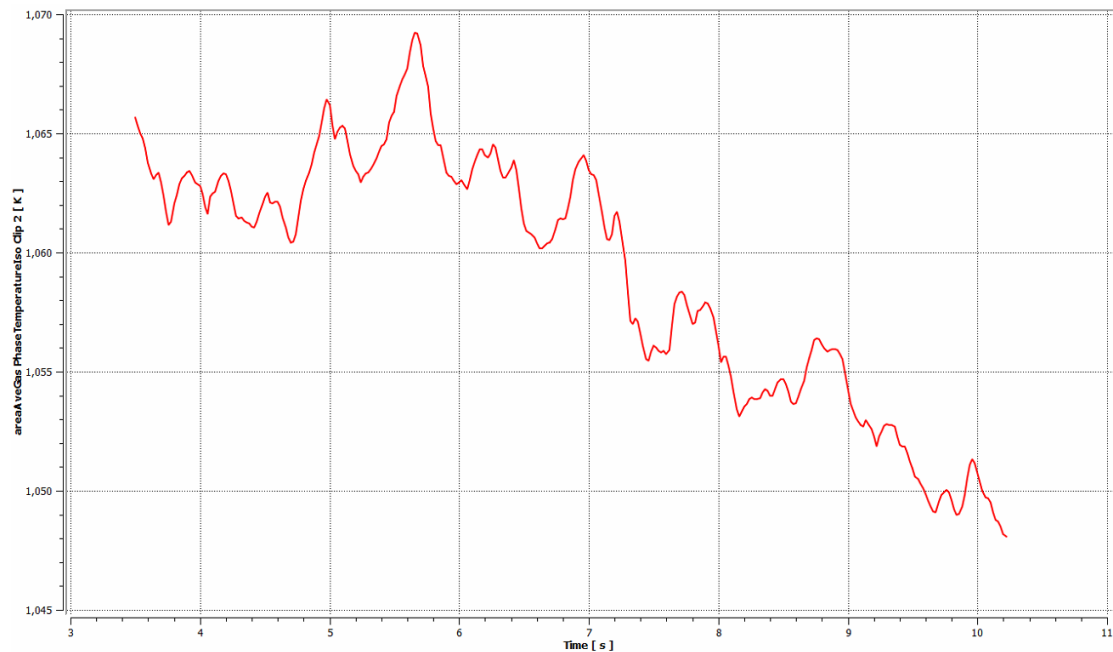


圖 28、100%條件下氣化爐平均溫度對時間圖

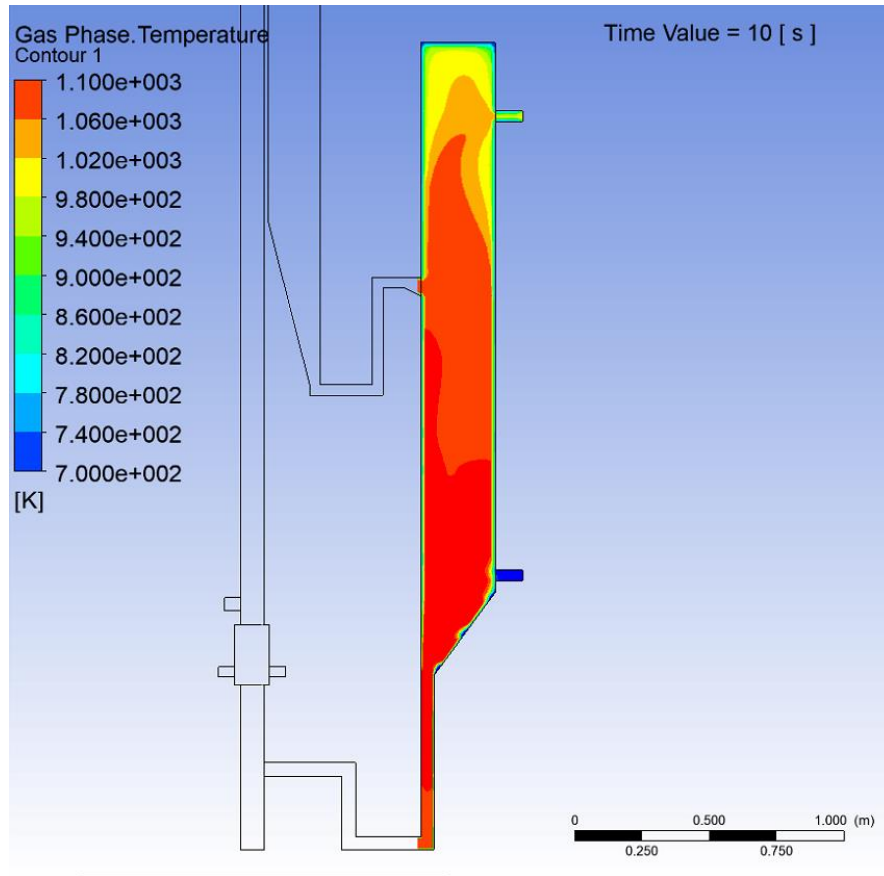


圖 29、100%條件下氣化爐溫度分佈圖

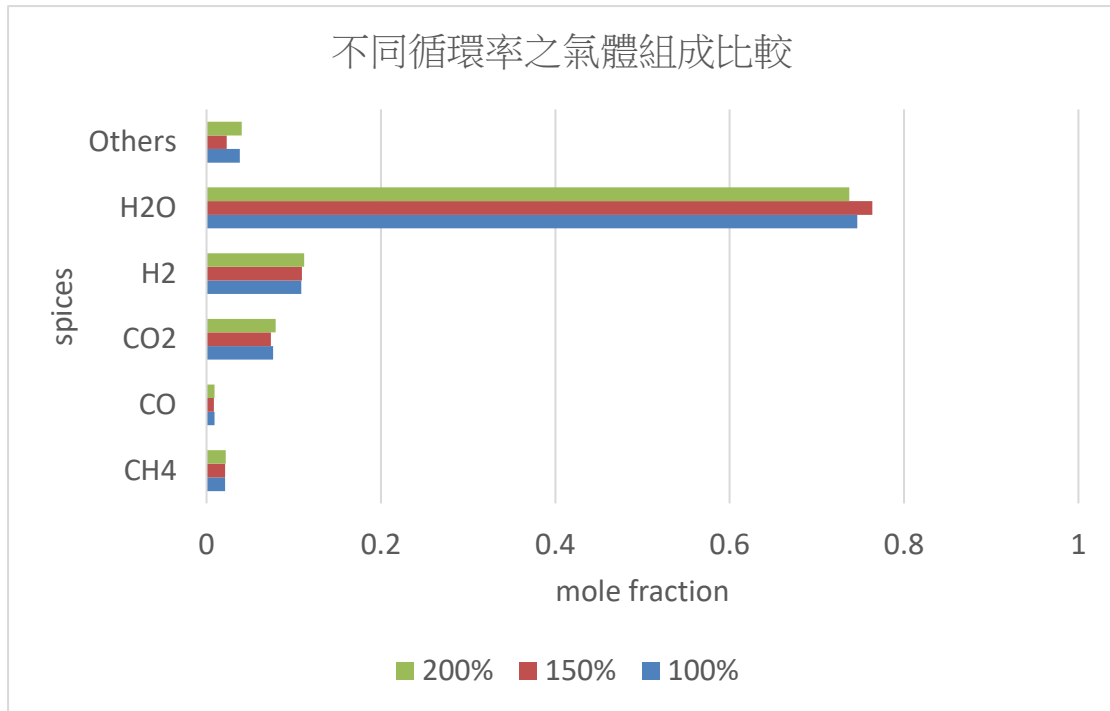


圖 30、不同循環率之氣體組成比較

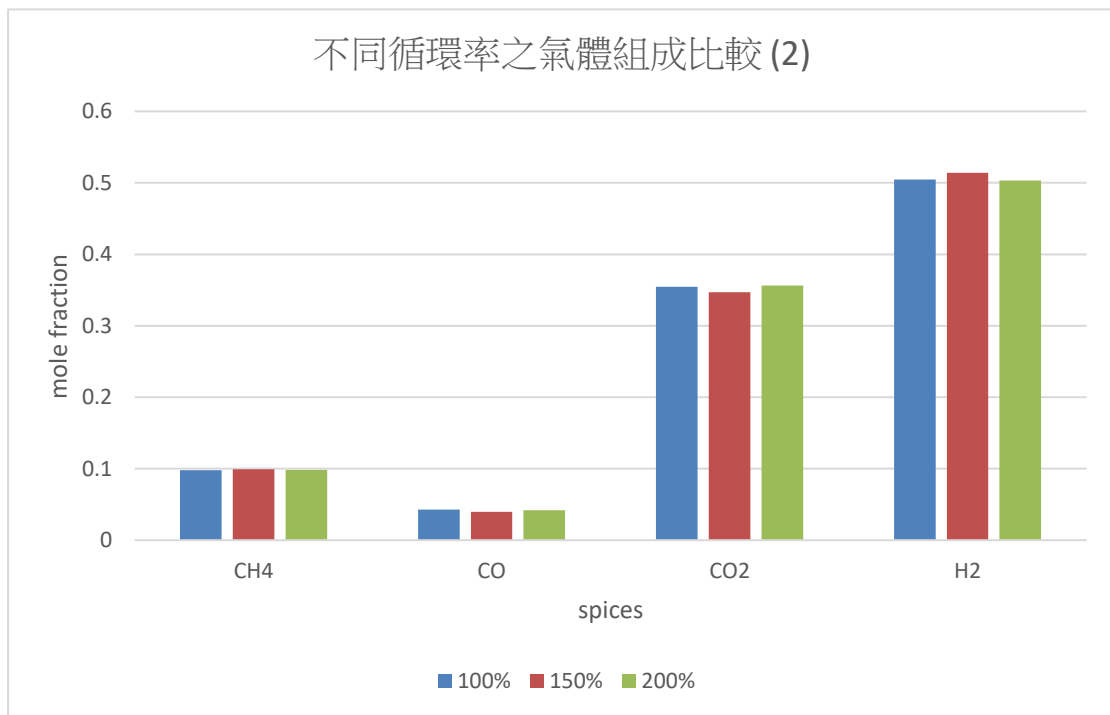


圖 31、不同循環率之氣體組成比較 (不含水氣)

四、粒子循環速率之負載分析

如第一項目所述，此項目模擬設計定為改變空氣流入口條件以控制粒子循環速率，觀察其對於合成氣組成之影響；調整燃料入口條件，觀察其與粒子循環速率及合成氣組成之相互關係。

首先於 100% 一次空氣流條件下，我們固定 SF 比調整燃料進量，觀察固定循環率時其對於燃料之負載情形，分為三組，分別是 120%、140%、160% 燃料入口流量。對其進行氫氣產出的比較，圖 32 為氫氣出口質量流率對時間圖。

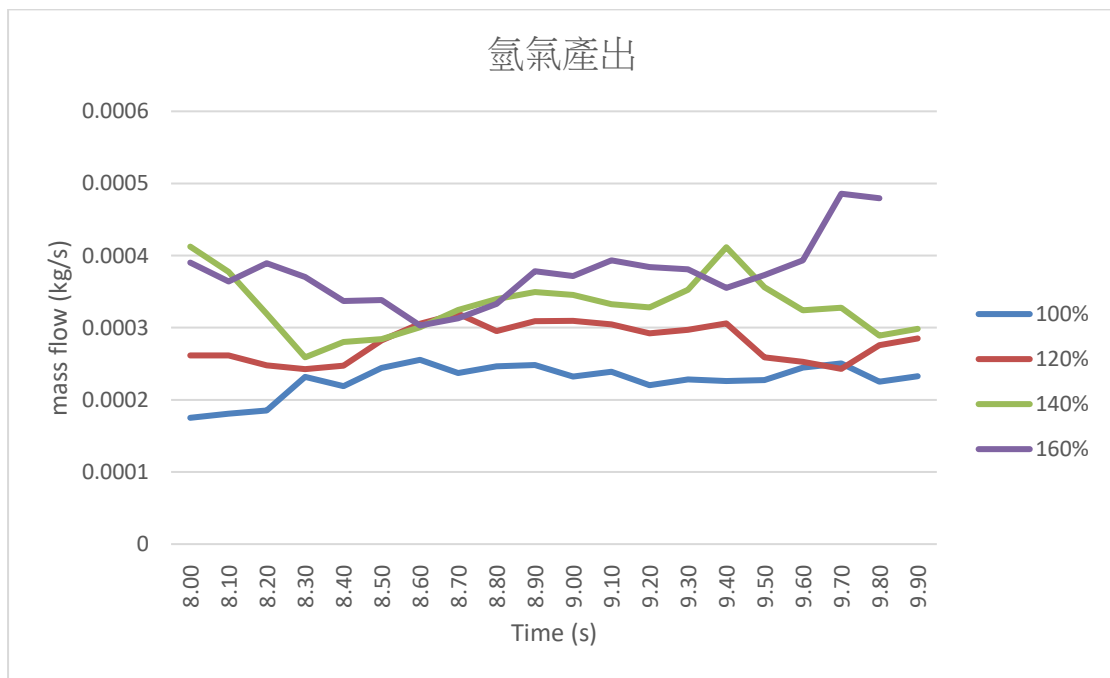


圖 32、氫氣產出對時間圖

圖 33 則為平均產出數據，可以直觀見到當加大氣化燃料入口，
氫氣產出也會相應的增加。

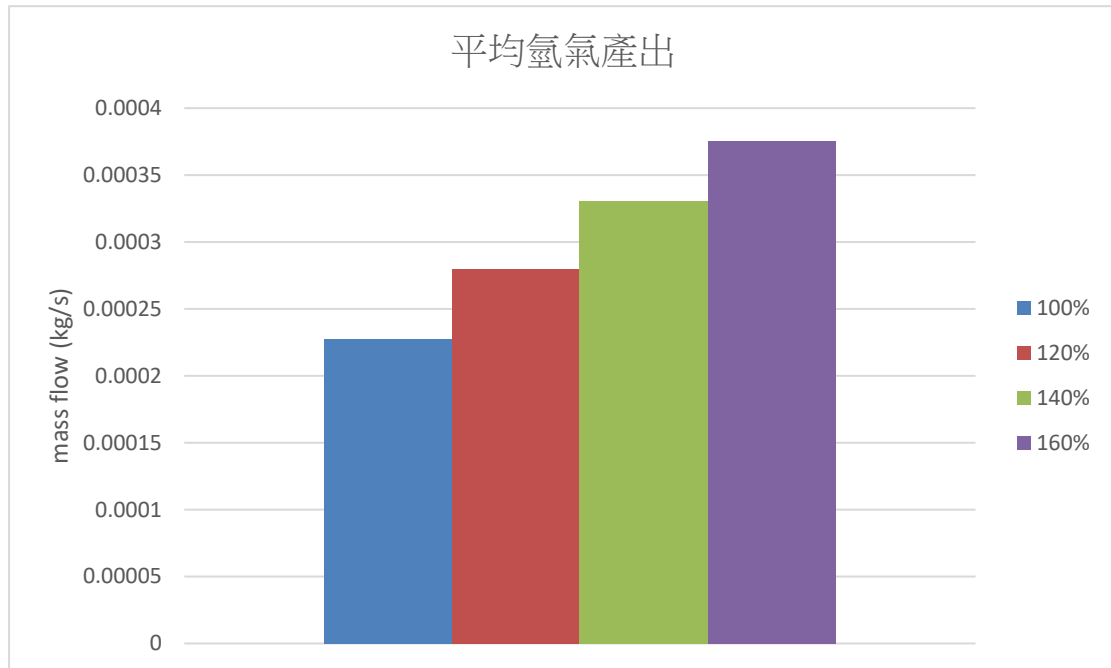


圖 33、平均氫氣產出長條圖

且其增加比率如表 4 所示，相當接近於線性，惟仍未接觸到其上
限，此部分因模擬耗時較長，其可比較時間相對較短，推測除了再
加大負載流量外，要觸其上限亦需要更長時間的模擬。

表 4、增加比例計算

	平均氫氣流量	增加比例
100%	0.000227517	
120%	0.000279918	123.03%
140%	0.000330697	118.14%
160%	0.000375463	113.54%

圖 34 為氣化過程中，主要產生氫的水氣轉化反應在 $t=9$ 時之速率圖，在相同尺度下，可以見到更高的負載時，水煤氣轉化反應發生的區域要更大更廣。

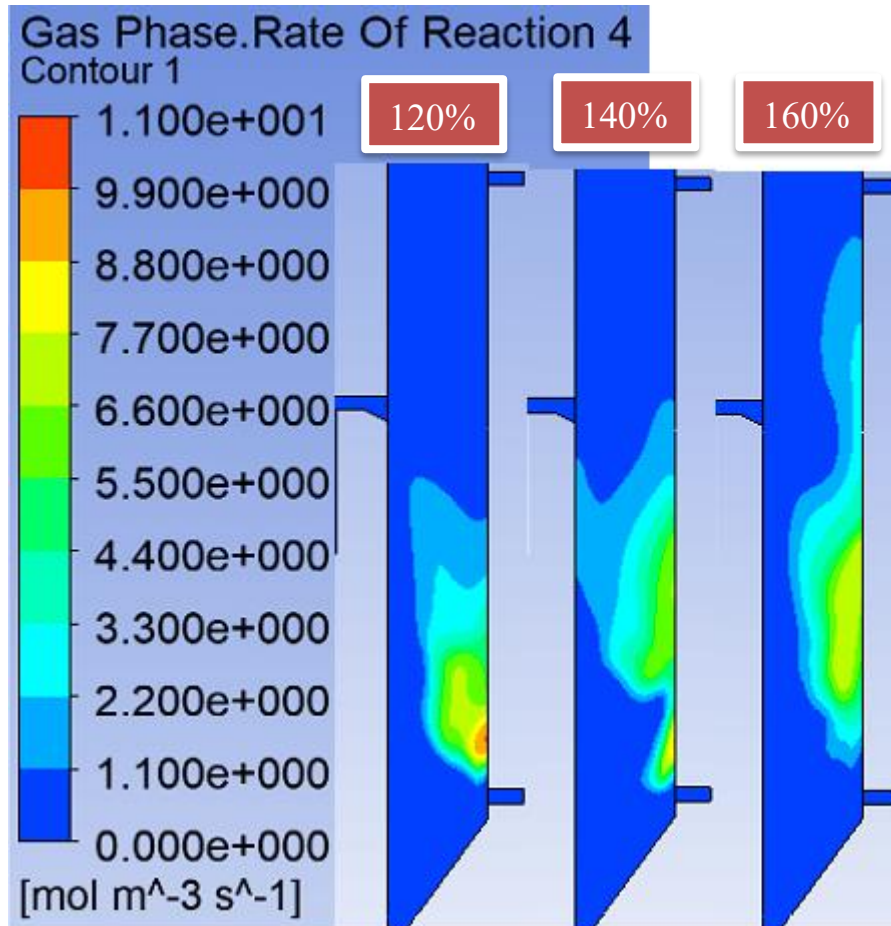


圖 34、水煤氣轉化反應速率圖

再比較不同循環率下對負載的影響，模擬 100%/150% 燃燒爐空氣流，負載(生質燃料流量和水蒸氣流量)皆調整為 300%，約為不超出操作區間下，氣化爐流體化速度上限。意在模擬當其負載接近或超過上限時，循環速率對其之影響。其氫氣產出如圖 35 所示。

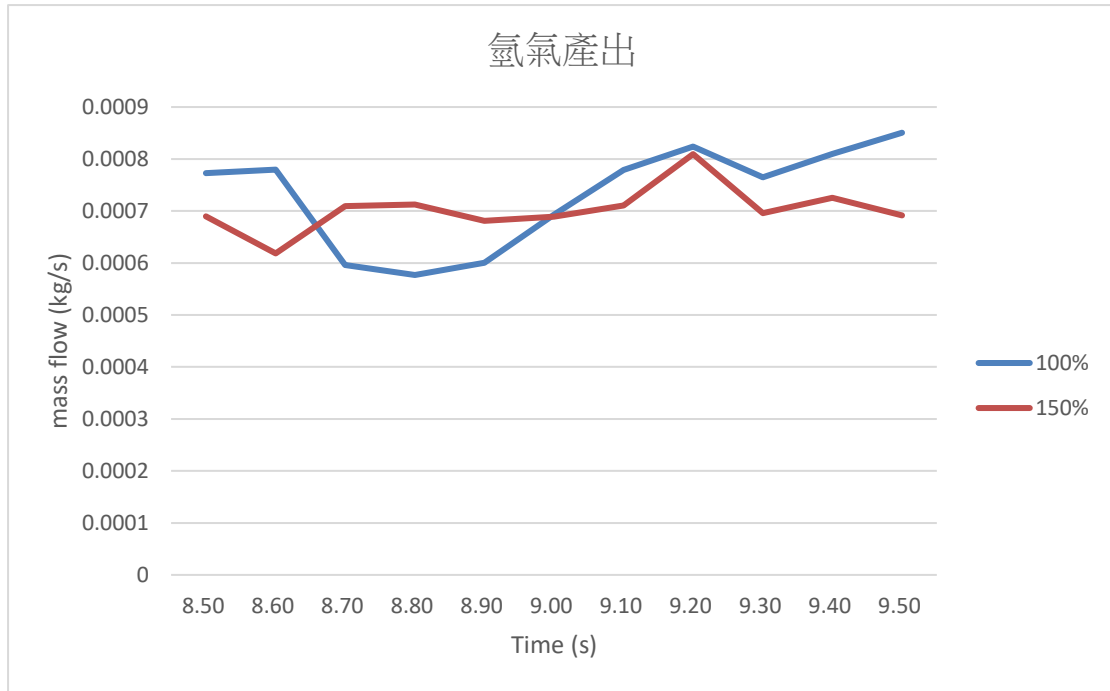


圖 35、高固定負載不同循環率之氫氣產出

可見其範圍和趨勢仍相近，可以得出和氣化性能分析相似的結果，亦即在本研究之條件下，循環率對氣化性能之影響甚微。此外，在高負載情況下可以觀察到反應區域擴大之情形，如圖 36 所示。

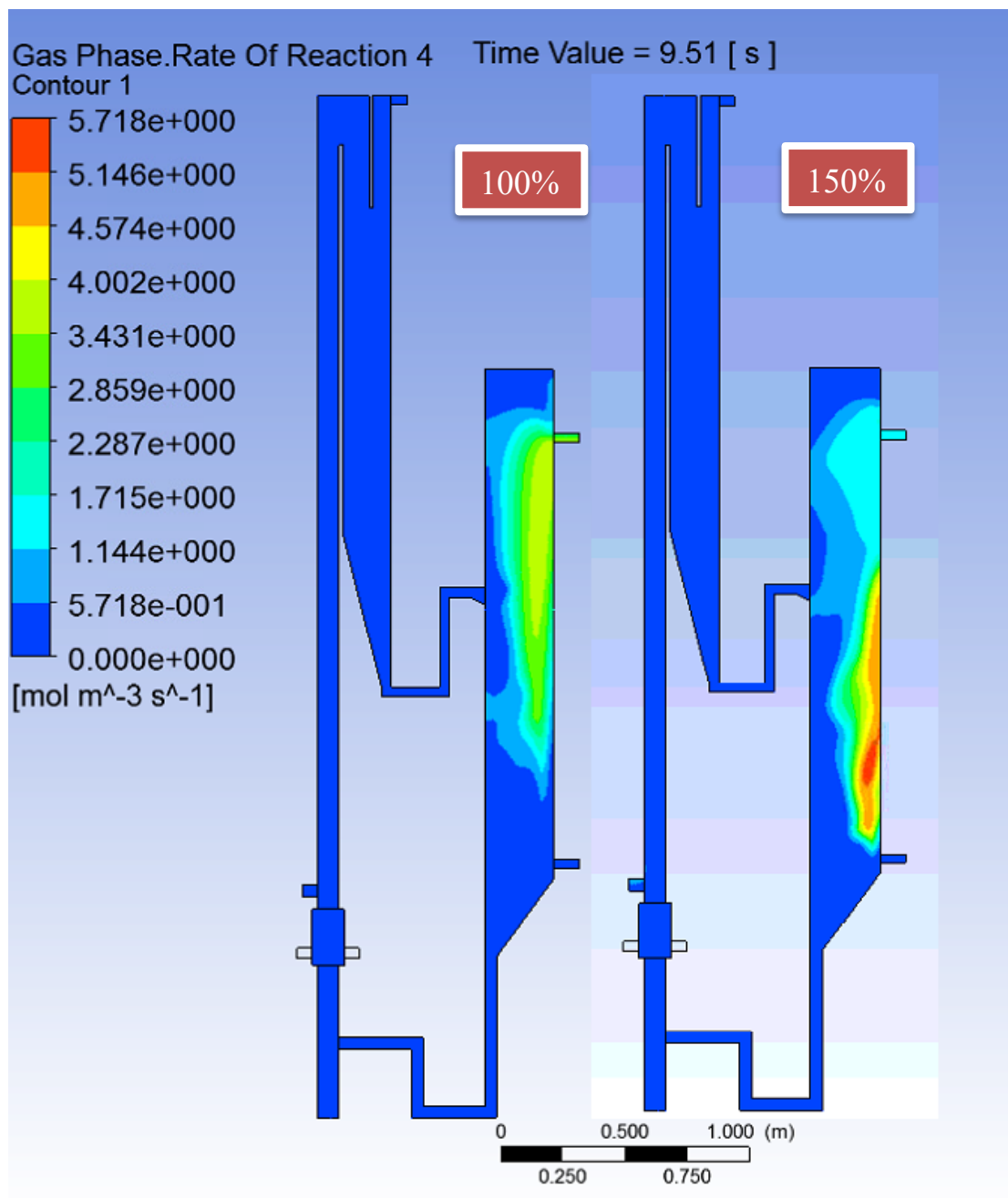


圖 36、高固定負載下反應區域比較

五、流體化床氣化爐系統放大之性能影響

對於系統放大來說，除了邊界條件的改變以外，最大的差別在於壁面作用。參考諸多文獻後，結合關於流體化床放大經驗及其所使用的放大定律等等，將模擬方案設計如下：進行一個中間模型的模擬，尺寸為舊模型之放大，但不至工業規格，固定其關鍵邊界條件（兩床之流體化速度、S/F 比等等），亦即在操作區間內固定操作點，與原尺寸之模型比較，對其差異進行分析。

放大大小為原本的四倍尺寸，如表 5 所示。

表 5、尺寸數據

原尺寸			新尺寸		
X	0.278	m	X	1.112	m
Y	1.128563	m	Y	4.51425	m
Z	4.1	m	Z	16.4	m

首先是與循環相關的問題，若採用與原本設定相同之流體化速度，對於放大的床來說，循環速度會大幅下降，如圖 37 所示。

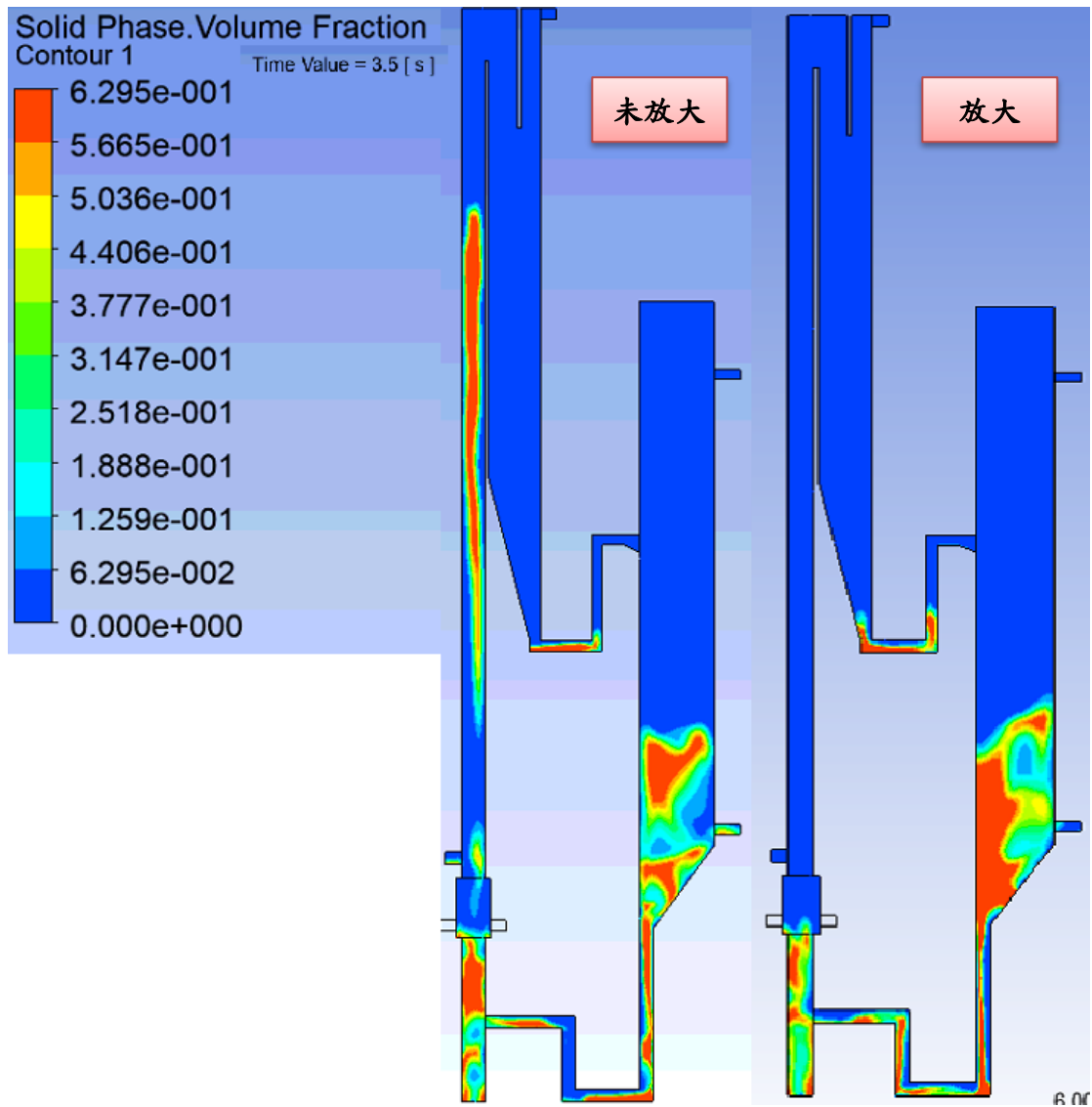


圖 37、 $t=3.5s$ 時循環比較圖

故在此進行一次調整，將燃燒爐空氣流等比例加大至兩倍加速循環過程，使其不會計算過久。

約模擬 $t=10s$ 時循環穩定，開始加入生質燃料並進行熱流模擬， $t=10\sim 19s$ 使用原條件之 1000% 生質燃料條件， $t=19$ 時流量改為 1600% 以符合 S/F 比，其在 $t=20s$ 時反應區域如圖 38 所示。

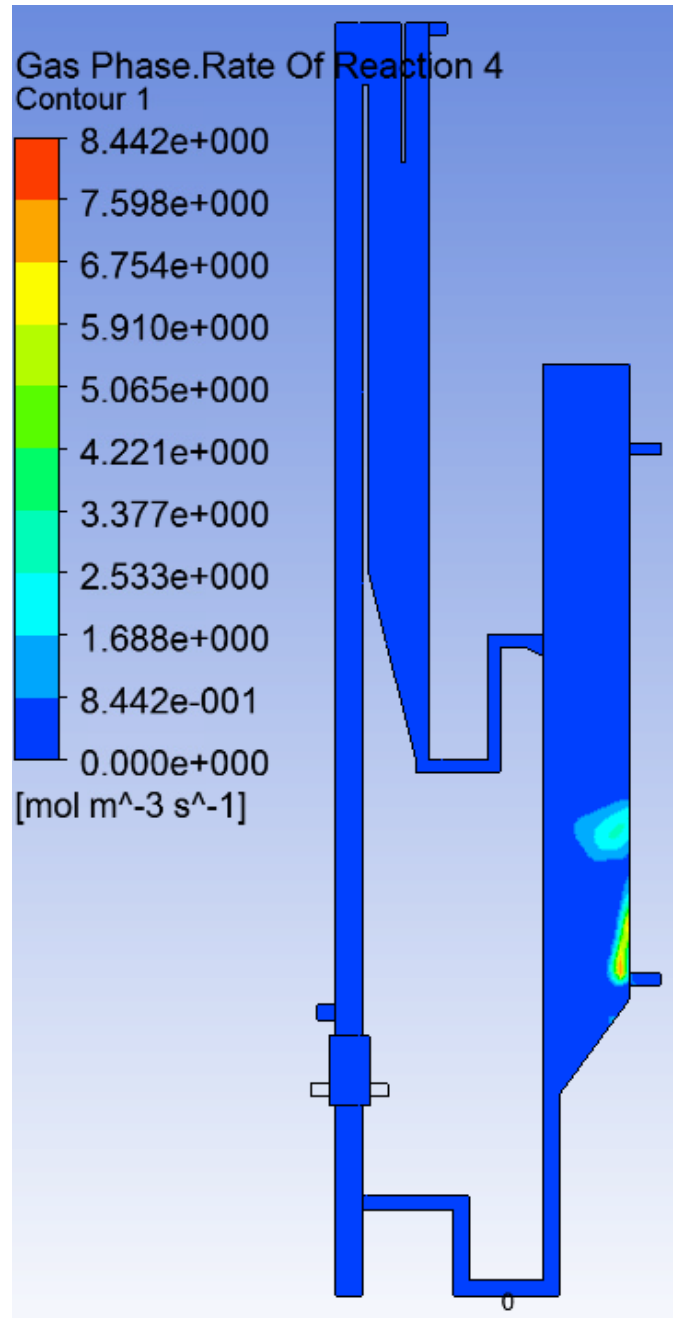


圖 38、放大後生質燃料反應區域圖

可見其反應區域相對未放大之模擬較小，因本研究固定其操作點和 S/F 比，在此條件下，流量雖為 16 倍，但其入口速度與未放大時相同，故其同樣時間所能行經的距離變短，造成反應區域較為集中在入口。

再比較其氣體組成，取在計算較長時間後，其出口氣體莫爾分率無太大波動之數據，約為 $t=25s$ 後，結果如圖 39 所示。

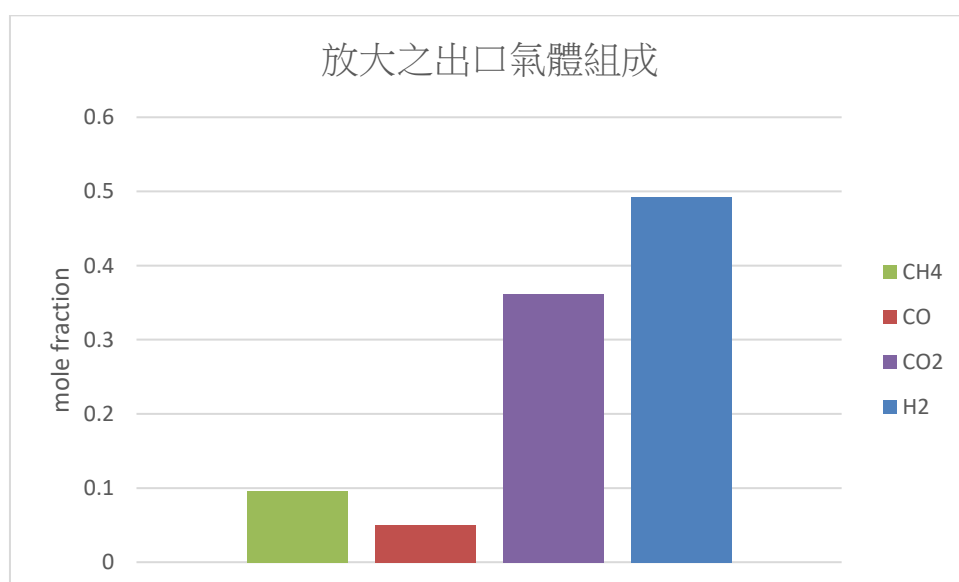


圖 39、放大後之出口氣體組成

其氣體出口組成約為 49% 氫氣、36% CO₂、10% CH₄、5% CO，可以與圖 31 相比較，顯示在放大後其反應所得之氣體組成幾無差異。

在其穩定後，以碳轉換率(carbon conversion ratio, CCR)評估放大後之氣化性能，使用之碳轉換率定義為合成氣出口碳莫爾數與生質燃料入口碳莫爾數之比值，在未放大時之碳轉換率如圖 40 所示。

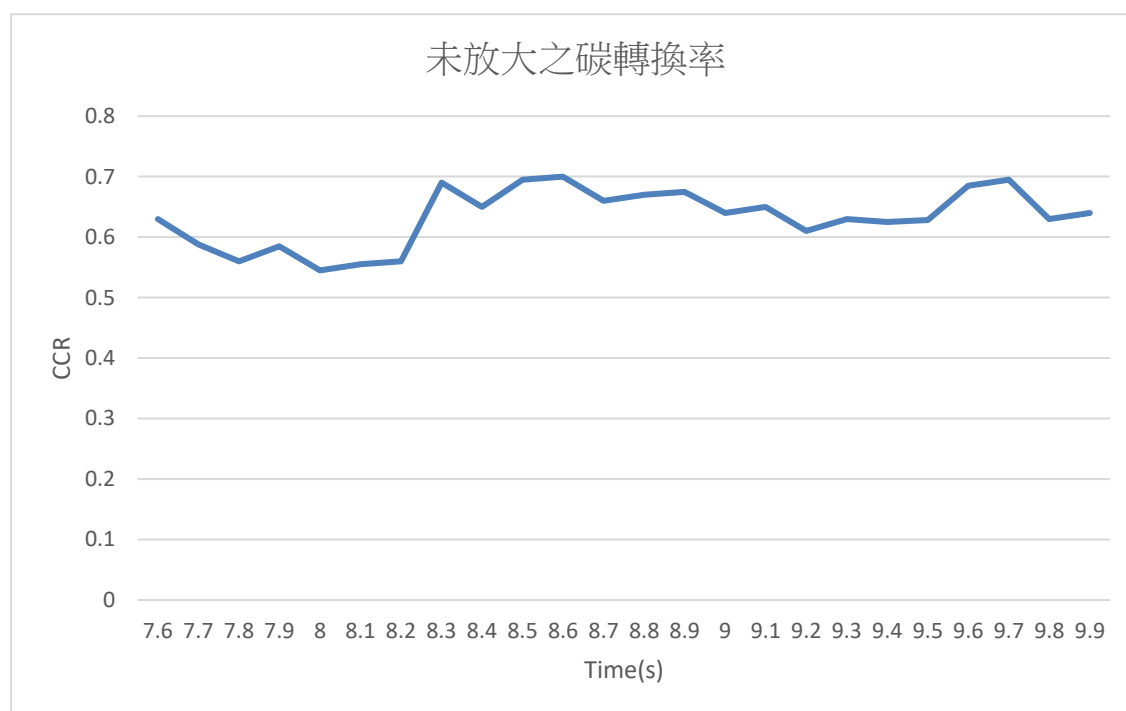


圖 40、未放大時碳轉換率與時間關係圖

雖有波動，但可見其碳轉換率約在 0.6 上下。

再比較放大後之碳轉換率，如圖 41 所示。

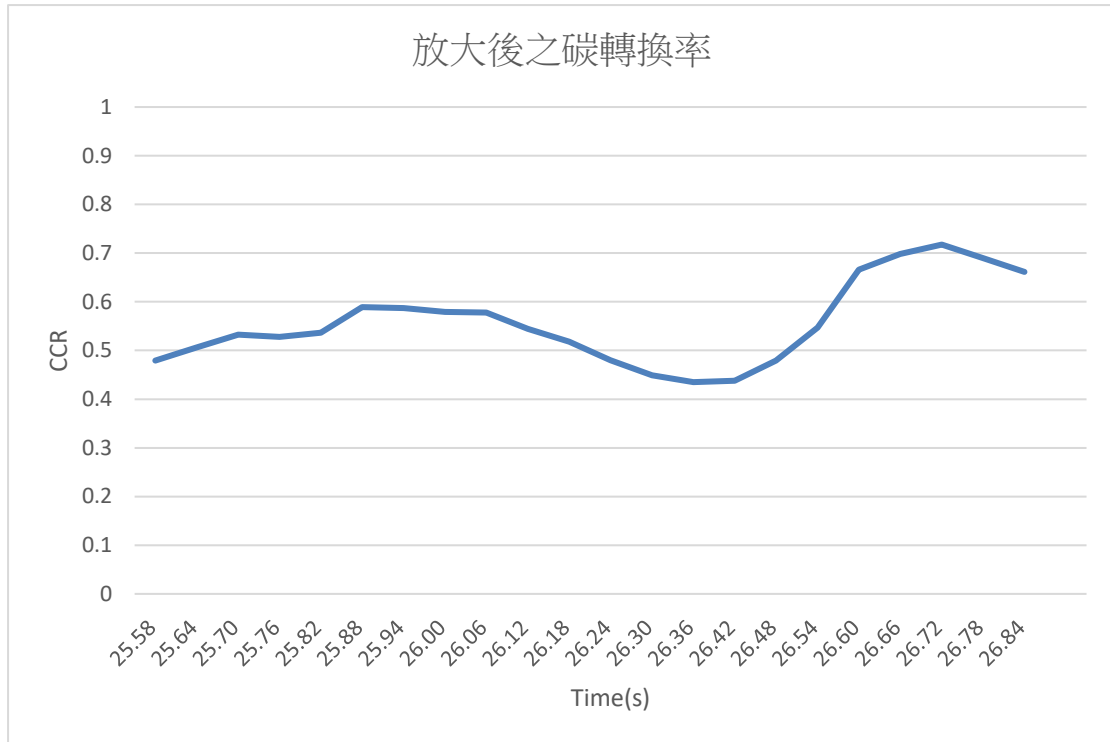


圖 41、放大後碳轉換率與時間關係圖

在剛加入 1600%條件生質燃料時，碳轉換率僅約為 0.4，相對於未放大條件結果要低，但在較長時間的模擬後，約為 $t=25s$ 後，由圖 41 可以觀察到碳轉換率上升之情形，峰值約為 0.7，略高於未放大條件之模擬。

從放大之模擬結果來看，若控制相同的操作點，僅等比放大尺寸且相應增加邊界條件流量，模擬時間需求變多，且循環速度明顯慢於原尺寸；循環穩定後，加入生質燃料進行熱流模擬，可以觀察到反應區域較小，在出口成份上則與原尺寸高度近似；碳轉換率與原尺寸相比，雖波動更大，但有逐漸上升的趨勢，以此推斷氣化性能並未下降，且可能成長至更高。

六、進度與達成說明

工作項目	年月											備註
	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
1.蒐集雙流體化床氣化系統之模擬與實驗等相關參考文獻。												
2. 粒子循環速率對氣化性能之影響		—————										
3.不同粒子循環率之負載分析				—————								
3.完成流體化床氣化爐系統放大之性能影響						—————						
4.撰寫報告									—————			
工作進度估計百分比 (累積數)	15%	30%	40%	50%	60%	65%	75%	85%	95%	100%		
預定查核點	第 1 季：不同的粒子循環速率對氣化性能的影響 第 2 季：對不同的粒子循環率進行負載分析 第 3 季：氣化爐系統放大之性能影響 第 4 季：撰寫研究報告											
說明：1.工作項目請視計畫性質及需要自行訂定。預定進度以粗線表示其起迄日期。 2.「工作進度百分比」欄係為配合管考作業所需，累積百分比請視工作性質就以下因素擇一估計訂定：(1) 工作天數，(2) 經費之分配，(3) 工作量之比重，(4) 擬達成目標之具體數字。 3.每季之「預定查核點」，請在條形圖上標明※符號，並在「預定查核點」欄具體註明關鍵性工作要項。												

工作達成說明

1. 蒐集雙流體化床氣化系統之模擬與實驗等相關參考文獻

達成說明：

完成 60 篇文獻蒐集，於後續工作有助益與驗證之文獻摘錄說明如下：根據 Hui Liu 等人之研究發現，藉由改變床砂粒徑大小、空氣進氣速度以及床砂總量能改變粒子循環率，本研究可藉由這些可變因素改變床砂循環率，進一步探討對氣化爐氣化性能之影響。且根據 Martin Rüdüsüli 等人之研究以及 M. Tahmasebpour 等人之研究可利用無因次參數分析探討流體化床氣化區之放大性能影響。

2. 粒子循環速率對氣化性能之影響

達成說明：

針對去年計畫結果所提到，針對雙爐氣化區之斜面水蒸汽進氣的部分進行修改，改以三孔進氣的方式，達到氣化床區的鼓泡效應。已完成調控循環率且分析其對於氣化性能之影響，結果顯示在本研究條件下，循環率對氣化性能影響甚微。

3. 不同粒子循環率之負載分析

達成說明：

本研究群已完成單流體化床氣化爐之相關研究，以其為基礎，進行雙流體化床之模擬。已完成在固定或不同循環率下，不同負載

所造成之影響與結果分析。在固定循環率下，增加負載將會增加氫氣產出，其關係近似於線性關係。在操作區間內，一固定之高負載下，改變循環率，結果與第二項相似，其循環率改變對於氣化性能影響甚微。

4. 流體化床氣化爐系統放大之性能影響

達成說明：

已完成系統放大之性能影響，進行中間尺寸模擬(原模型之四倍)，固定部分邊界條件(操作點)；循環時間增加，亦即循環速度較慢；其消耗溫度及範圍亦較小；加入生質燃料流量後，反應區域較原尺寸小，整體運作模式與原尺寸相似，出口成分幾無差異，且在碳轉換率觀察到較大波動、緩慢上升的情形。

5. 產出期初、期中、及期末報告各一篇，及投稿論文三篇如下：

1. 陳彥丞、詹凱為、江滄柳、張軒華、陳柏壯、邱耀平（2018 年 4 月）。雙流體化床氣化爐之三維流場數值分析，中華民國第二十八屆燃燒與能源學術研討會。

2. 陳彥丞、詹凱為、江滄柳、張軒華、陳柏壯、邱耀平（2018 年 11 月）。雙流體化床氣化爐之三維模擬數值分析，2018 中華民國力學學會年會暨第 42 屆全國力學會議。

3. Yau-Pin Chyou, Po-Chuang Chen, Yan-Cheng Chen, Kai Wei Chan, Tsung Leo Jiang, Numerical Analyses of Biomass Gasification in a Dual Fluidized-Bed Gasifier, ASCON-IEEChE 2018, Sun Moon Lake, 4 - 7 November, 2018, Taiwan

七、後續工作說明

1. 可針對某操作點尋找其負載上限，並進行分析。
2. 放大上可拓展至不同尺寸，並再觀察其尺度對流場及氣化性能之影響是否有改變。

伍、參考文獻

- 【1】 Hinrichs RA and Kleinbach M, *Energy: Its Use and the Environment*, Harcourt, Inc., 2002.
- 【2】 Ristinen RA and Kraushaar JJ, *Energy and the Environment*, Wiley, New York, 1999.
- 【3】 Ruth LA, "Energy from Municipal Solid Waste: A Comparison with Coal Combustion Technology", *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 24, pp. 545-564, 1998.
- 【4】 經濟部能源局, *能源統計手冊*, 2015.
- 【5】 DOE, "Commercial-Scale Demonstration of the Liquid Phase Methanol (LPMEOH) Process", *FETC*, 2000.
- 【6】 洪福亮, "煤炭氣化技術之應用", 燃煤新技術研討會, 國立成功大學, 2001.
- 【7】 工研院能資所研究報告, "氣化複循環發電技術引進的策略規劃", 1999.
- 【8】 台電電力綜合研究所研究報告, "煤炭氣化技術及淨化技術之研究", 1994.
- 【9】 <http://www.power-technology.com/projects/isab/isab1.html>
(2019/01/18 accessed)
- 【10】 Smoot LD and Pratt DT, *Pulverized Coal Combustion and Gasification: Theory and Applications for Continuous Flow Processes*, Kluwer Acad.Publrs, 1979.
- 【11】 周志成, "石油焦氣化技術研究", 國立成功大學航空太空工程研究所碩士論文, 2002.

- 【12】 Smoot LD and Smith PJ, *Coal Combustion and Gasification*, Plenum Press, New York, 1985.
- 【13】 Tree DR, Black DL, Rigby JR, McQuay MQ and Webb BW, "Experimental Measurement in the BYU Controlled Profile Reactor", *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 24, pp. 355-383, 1998.
- 【14】 鍾文清, "IGCC 發電方式簡介", *技術與訓練* 23 卷, 6 期, 127-133, 1998.
- 【15】 <https://scitechvista.nat.gov.tw/c/sWRN.htm>
(2019/01/18 accessed)
- 【16】 Singh RI, Brink A and Hupa M, "CFD Modeling to Study Fluidized Bed Combustion and Gasification", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 52, pp. 587-588, 2013.
- 【17】 *Energy Efficiency in Thermal Utilities*, Bureau of Energy Efficiency, Ministry of Power, Government of India, 2005.
- 【18】 Matsuoka K, Hosokai S, Kuramoto K and Suzuki Y, "Enhancement of Coal Char Gasification Using a Pyrolyzer-Gasifier Isolated Circulating Fluidized Bed Gasification System", *Fuel Processing Technology*, Vol. 109, pp. 43-48, 2013.
- 【19】 Hofbauer H, Reinhard R, Klaus B, Reinhard K and Christian A, "Biomass CHP Plant Güssing – A Success Story", *Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste*, pp. 527-536, 2001.
- 【20】 Hofbauer H, Veronik G, Fleck T, Rauch T, Mackinger H and Fercher E, "The FICFB – Gasification Process", *Developments in thermochemical biomass conversion*, Vol. 2, pp. 1016-1025, 1997.
- 【21】 Matt S, Liao CH, Reinhard S, Robert C, Richard H and Reinhard R, "Biomass Combined Heat and Power in the Agricultural Processing Sector Using Fluidized Bed Gasification", 2013.

- 【 22 】 Anthony DB and Howard JB, "Coal Devolatilization and Hydrogasification", *AIChE J.*, Vol. 22, pp.625-656, 1976.
- 【 23 】 Agarwal PK, "A Single Particle Model for the Evolution and Combustion of Coal Volatiles", *Fuel*, Vol. 65, pp.803-810, 1986.
- 【 24 】 Smoot LD, "Coal Gasification", *Encyclopedia of Energy Technology and the Environment*, Vol. 4, pp. 769-792, 1995.
- 【 25 】 Neogi D, Chang CC, Walanwender WP and Fan LT, "Study of Coal Gasification in an Experimental Fluidized-Bed Reactor", *AIChE J.*, Vol. 32, pp. 17-28, 1986.
- 【 26 】 工研院能資所與台電綜合研究所, "煤炭氣化複循環發電機組可行性研究期末報告", 1991.
- 【 27 】 Kim YJ, Lee JM and Kim SD, "Coal Gasification Characteristics in an Internally Circulating Fluidized Bed With Draught Tube", *Fuel*, Vol. 76, No. 11, pp. 1067-1073, 1997.
- 【 28 】 Liu GS, Rezaei HR, Lucas JA, Harris DJ and Wall TF, "Modeling of a Pressurized Entrained Flow Coal Gasifier: The Effect of Reaction Kinetics and Char Structure", *Fuel*, Vol.79, pp.1767-1779, 2000.
- 【 29 】 Mathieu M, Sébastien P, Mehrdji H, "Experimental Study and Modelling of the Kinetic of Biomass Char Gasification in a Fluidized Bed Reactor", *Chemical Engineering Research and Design*, Vol 131, Pages 488-505, 2018.
- 【 30 】 Skodras G, Kaldis SP, Sakellariopoulos GP, Sofialidis D and Faltsi O, "Simulation of a Molten Bath Gasifier by using a CFD Code", *Fuel*, Vol. 82, No. 15-17, pp. 2033-2044, 2003.
- 【 31 】 Zhong W, Zhang M, Jin B and Yuan Z, "Three-dimensional Simulation of Gas/Solid Flow in Spout-fluid Beds with Kinetic Theory of Granular Flow", *Chinese Journal of Chemical Engineering*, Vol. 14, No. 5,

pp. 611-617, 2006.

【32】 Syred N, Kurniawan K, Griffiths T, Gralton T and Ray R, "Development of Fragmentation Models for Solid Fuel Combustion and Gasification as Subroutines for Inclusion in CFD Codes", *Fuel*, Vol. 86, No. 14, pp. 2221-2231, 2007.

【33】 Grabner M, Ogriseck S and Meyer B, "Numerical Simulation of Coal Gasification at Circulating Fluidised Bed Conditions", *Fuel Processing Technology*, Vol. 88, No. 10, pp. 948-958, 2007.

【34】 Linbo Y, JimLim C, Guangxi Y, Boshu H, John R.G, "Simulation of Biomass-Steam Gasification in Fluidized Bed Reactors: Model Setup, Comparisons and Preliminary Predictions", *Bioresource Technology*, Vol 221, pp. 625-635, 2016.

【35】 Bogdanova V, George E, Meynet N, Kara Y, Barba A "Numerical CFD Simulations for Optimizing a Biomass Gasifier and Methanation Reactor Design and Operating Conditions", *Energy Procedia*, Vol. 120, pp. 278-285, 2017.

【36】周可仲, "含觸媒焦炭在氣固流體化床氣化反應的實驗探討", 大同大學化學工程研究所碩士論文, 2001.

【37】吳建彤, "氣化燃氣燃燒流場之數值模擬分析", 國立成功大學航空太空工程研究所碩士論文, 2002.

【38】楊家瑋, "粉煤氣化之數值模擬分析", 國立成功大學航空太空工程研究所碩士論文, 2003.

【39】郭家豪, "粉煤氣化之三維數值模擬分析", 國立成功大學航空太空工程研究所碩士論文, 2005.

【40】 Kaushal P, Pröll T and Hofbauer H, "Model Development and

Validation: Co-combustion of Residual Char, Gases and Volatile Fuels in the Fast Fluidized Combustion Chamber of a Dual Fluidized Bed Biomass Gasifier", *Fuel*, Vol. 86, pp. 2687-2395, 2007.

【41】 Kaushal P, Pröll T and Hofbauer H, "Modelling and simulation of the biomass fired dual fluidized bed gasifier at Guessing/Austria", *International Conference on Renewable Energies and Power Quality*, 2007.

【42】 Kaushal P, Proell T and Hofbauer H, "Application of a Detailed Mathematical Model to the Gasifier unit of the Dual Fluidized Bed Gasification Plant", *Biomass and Bioenergy*, Vol. 35, pp. 2491-2498, 2011.

【43】 Thapa RK, Pfeifer C and Halvorsen BM, "Modeling of Reaction Kinetics in Bubbling Fluidized Bed Biomass Gasification Reactor", *International Journal of Energy and Environment*, Vol. 5, pp. 35-44, 2014.

【44】 Song T, Wu J, Shen L and Xiao J, "Experimental Investigation on Hydrogen Production from Biomass Gasification in Interconnected Fluidized Beds", *Biomass and Bioenergy*, Vol. 36, pp. 258-267, 2012.

【45】 Saw W, McKinnon H, Gilmour I and Pang S, "Production of Hydrogen-Rich Syngas from Steam Gasification of Blend of Biosolids and Wood using a Dual Fluidised Bed Gasifier", *Fuel*, Vol. 93, pp. 473-478, 2012.

【46】 Ajay K, Kent E, David DJ, Milford AH, "Steam–Air Fluidized Bed Gasification of Distillers Grains: Effects of Steam to Biomass Ratio, Equivalence Ratio and Gasification Temperature", *Bioresource Technology*, Vol. 100, Issue 6, pp. 2062-2068, 2009.

【47】 Liu H, Robert J. Cattolica, Seiser R, Liao CH, "Three-Dimensional Full-Loop Simulation of a Dual Fluidized-Bed Biomass Gasifier", *Applied Energy*, Vol. 160, pp. 489-501, 2015.

【48】 Zhang N, Bona Lu, Wang W, Jinghai Li, "Virtual Experimentation through 3D Full-Loop Simulation of a Circulating Fluidized Bed",

Particuology, Vol. 6, pp. 529-539, 2008.

【49】 Liu H, Robert J.Cattolica, Seiser R, “Operating Parameter Effects on the Solids Circulation Rate in the CFD Simulation of a Dual Fluidized-Bed Gasification System”, *Chemical Engineering Science*, Vol.169, pp.235-245, 2017.

【50】 Rüdüsüli M, Tilman J. Schildhauer, Serge M.A. Biollaz, Ommen J.R, “Scale-Up of Bubbling Fluidized Bed Reactors — A Review”, *Powder Technology*, Vol. 217, pp.21-38, 2012.

【51】 Tahmasebpour M, Zarghami R, Sotudeh-Gharebagh R, Ommen J.R, Mostoufi N, “Dynamic Analysis of the Scale-Up of Fluidized Beds”, *Advanced Powder Technology*, Vol. 28, pp.2621-2629, 2017.

【52】 ANSYS, *ANSYS FLUENT 14.0 Theory Guide*, ANSYS, Inc., Southpointe, 2011.

【53】 Lun C, Savage S, Jeffrey D, Chepurniy N, “Kinetic Theories for Granular Flow: Inelastic Particles in Couette Flow and Slightly Inelastic Particles in a General Flow Field”, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 140, pp. 223-256, 1984.

【54】 Gidaspow D, *Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions*, Academic Press, London, 1994.

【55】 Launder BE, Spalding DB, *Lectures in Mathematical Models of Turbulence*, Academic Press, London, England, 1972.

【56】 Cheng P, "Two-Dimensional Radiating Gas Flow by a Moment Method", *American Institute of Aeronautics and Astronautics*, Vol. 2, pp. 1662-1664, 1964.

【57】 Wang X, Jin B and Zhong W, "Three-Dimensional Simulation of Fluidized Bed Coal Gasification", *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 48, pp. 695-705, 2009.

【58】 Klimanek A, Adamczyk W, Katelbach-Woźniak W, Węcel G and

Szłęk A, "Towards a Hybrid Eulerian–Lagrangian CFD Modeling of Coal Gasification in a Circulating Fluidized Bed Reactor", *Fuel*, Vol.152, pp.131–137, 2015.

【59】 Janajreh I and Al Shrah M, "Numerical and Experimental Investigation of Downdraft Gasification of Wood Chips", *Fuel*, Vol.152, pp.131–137, 2015.

【60】 Koppatz S, Pfeifer C and Hofbauer H, "Comparison of the Performance Behaviour of Silica Sand and Olivine in a Dual Fluidised Bed Reactor System for Steam Gasification of Biomass at Pilot Plant Scale", *Chemical Engineering Journal*, Vol. 175, pp. 468-483, 2011.